

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
“Київський політехнічний інститут ім. Ігоря Сікорського”

*Інженерно-хімічний факультет*

*Кафедра “Автоматизації хімічних виробництв”*

## **ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ**

на тему: «Автоматизація технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску»

*Виконала:*

*Токар Д.О., ІХФ*

*Група ЛА-51*

*Керівник дипломного проекту*

*ас. Оніщенко В. О.*

*Київ КПІ ім. Ігоря Сікорського 2019 р.*

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ**  
**«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ імені Ігоря Сікорського»**  
**ІНЖЕНЕРНО - ХІМІЧНИЙ ФАКУЛЬТЕТ**

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

«До захисту допущено»  
Завідувач кафедри

А.І.Жученко

«\_\_\_»\_\_\_\_\_2019 р.

**Дипломний проект**

**на здобуття ступеня бакалавра**

**з напряму підготовки 6.050202 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології**

на тему: Автоматизація технологічного процесу синтезу аміаку  
середнього тиску

Виконала: студентка IV курсу, групи ЛА-51

Токар Дарія Олегівна

Керівник: асистент Оніщенко Володимир Олександрович

Консультант Охорона праці к.т.н., доц. Ковтун В. М.

Рецензент \_\_\_\_\_

Засвідчую, що в цьому дипломному  
проекті немає запозичень з праць інших  
авторів без відповідних посилань

Студент \_\_\_\_\_

(підпис)

Київ - 2019 року

**Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Інженерно-хімічний факультет

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

Рівень вищої освіти – перший (бакалаврський)

Напрямок підготовки 151 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

\_\_\_\_\_ А.І.Жученко  
(підпис) (ініціали, прізвище)

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ р.

**ЗАВДАННЯ  
на дипломний проект студенту**

*Токар Дарія Олегівна*

1. Тема проекту *Автоматизація процесу синтезу аміаку середнього тиску*

\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_,  
керівник проекту *асистент Оніщенко Володимир Олександрович* \_\_\_\_\_,  
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «15» травня 2019 р. № 1521-с \_\_\_\_

2. Термін подання студентом проекту *19 червня 2019 р.* \_\_\_\_\_

3. Вихідні дані до проекту

*система керування, що забезпечує задані часові показники якості процесу керування, автоматичний контроль таких параметрів: температура та концентрація речовини, що надходить в колону синтезу аміаку; температура та концентрація речовини на виході з колони синтезу.* \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

4. Зміст пояснювальної записки \_\_\_\_\_

*Аналіз технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску;  
автоматизація технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску;  
математичне моделювання колони синтезу; Інформаційно-логічний аналіз збурень в полиці колони синтезу аміаку; функціональна схема автоматизації; охорона праці.* \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов'язкових креслеників, плакатів, презентацій тощо) \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

6. Консультанти розділів проекту\*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	к.т.н., доц. Ковтун В. М.		

7. Дата видачі завдання 6 березня 2019 р. \_\_\_\_\_

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Опис технологічного процесу	15.04.2019	
2	Розробка креслень	19.04.2019	
3	Моделювання об'єкта	25.04.2019	
4	Синтез системи керування	15.05.2019	
5	Функціональна схема автоматизації	20.05.2019	
6	3Д принтер	25.05.2019	
7	Охорона праці	30.05.2019	

Студент \_\_\_\_\_  
(підпис)

Д.О. Токар  
(ініціали, прізвище)

Керівник проекту \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

В.О. Оніщенко

\* Консультантом не може бути зазначено керівника дипломного проекту.

## Реферат

Дипломний проект на тему "Автоматизація технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску" містить пояснювальну записку об'ємом у 80 сторінок та 1 лист креслення форматом А1.

Пояснювальна записка містить 22 рисунка, 7 таблиць, 1 додаток і 10 літературних джерел.

У розділах пояснювальної записки виконаний аналіз технологічного стану виробництва, запроектовано автоматичну систему керування, розроблена математична модель статичного й динамічного режимів роботи об'єкта керування.

Також у дипломному проекті розглянуто питання охорони праці на установці синтезу аміаку.

При виконанні дипломного проекту були використані методи теорії автоматичного керування та математичного моделювання.

За результатами роботи опубліковано тези на міжнародній конференції. Основні результати можуть бути використані для попередньої оцінки параметрів налаштування реальних систем керування та в якості дидактичних матеріалів курсів «Ідентифікація та моделювання технологічних об'єктів», «Проектування систем управління», «Автоматизація хімічних виробництв» та «Теорія автоматичного керування»

*Ключові слова:* синтез аміаку, метанування, колона синтезу, байпасування, автоматизація, каталізатор, реактор, теплообмінник, , середній тиск, технологічний процес, схема автоматизації, контроль та регулювання , об'єкт керування, техніка безпеки.

## **Abstract**

The project entitled "Automation of technological process of medium pressure ammonia synthesis" contains an explanatory note on 80 pages and 1 sheet of A1.

The explanatory note contains 22 figures, 7 tables, 1 appendix and 10 references.

On the sections of the explanatory note an analysis of the technological state of production was made, an automatic control system was designed, a mathematical model of the static and dynamic modes of operation of the control object was developed. Also, thesis project deals with issues of safety at the workplace on the production of sulfonic acid.

Also in the diploma project the issues of labor protection at the installation of ammonia synthesis are considered.

When completing the diploma project, methods of the theory of automatic control and mathematical modeling were used.

The results of the thesis have been published at the international conference. The main results can be used to pre-evaluate the parameters of setting up real control systems and as didactic materials of the courses "Identification and modeling of technological objects", "Designing control systems", "Automation of chemical production" and "The theory of automatic control"

Keywords: synthesis of amiak, methanescane, column of synths, bypassing, automatization, catalizer, reactor, heat-treatment plant, medium pressure, technological process, automation scheme, control and regulation, about kervanna, techpeckless.

## Зміст

Вступ .....	4
1. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ АМІАКУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ .....	8
1.1. Фізико-хімічні основи процесу синтезу аміаку .....	8
1.2. Кінетика процесу синтезу аміаку .....	<b>Ошибка! Закладка не определена.</b>
1.3 Промислові схеми процесу синтезу аміаку .....	20
1.4 Традиційна схема отримання аміаку з природного газу .....	22
1.5 Контактні отрути .....	24
2. АНАЛІЗ РОБОТИ КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ В ПРОЦЕСІ СИНТЕЗУ АМІАКУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ .....	27
2.1 Загальні відомості про колони синтезу .....	27
2.2 Інформаційно-логічний аналіз збурень в полиці колони синтезу аміаку	34
3. МАТЕМАТИЧНЕ ПРЕДСТАВЛЕННЯ МОДЕЛІ КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ .....	40
3.1 Постановка задачі для моделювання колони синтезу аміаку .....	40
3.2 Структурно-параметрична та розрахункова схема колони синтезу аміаку	41
3.3 Моделювання статичного і динамічного режимів роботи синтезу аміаку .	43

					ДП-1.ЛА-5114.000.001			
Змн	Лист	№ докум.	Підпис	Дата				
Розроб	Токар Д. О.				Автоматизація процесу синтезу аміаку середнього тиску	Літ.	Арк.	Аркушів
Перевірів								
Реценз						НТУУ “КПІ”, ІХФ, ЛА-51		
Н.Контр.								
Затв.								

3.4 Математична модель статички реактора окиснення аміаку з урахуванням зміни температурних режимів .....	47
4. ОПИС ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ .....	51
4.1 Технологічна схема процесу конверсії метану та його автоматизація.....	51
4.2 Технологічна схема процесу конверсії оксиду вуглецю та його автоматизація .....	54
4.3 Технологічна схема процесу синтезу аміаку та його автоматизація .....	56
4.4 Керування аміакопроводом та його автоматизація .....	61
5. Охорона праці.....	67
Висновок.....	74
Додатки .....	75
Список використаних джерел.....	80



## Вступ

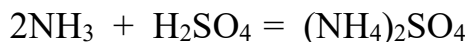
Аміак – безбарвний газ з задушливим різким запахом. За нормальних умов щільність газоподібного  $\text{NH}_3$  становить  $0,771 \text{ кг/м}^3$ . При охолодженні до  $-33,4^\circ\text{C}$  (760 мм. рт. ст.) Аміак зріджується і при  $-78^\circ\text{C}$  твердне у вигляді кристалів кубічної форми. Рідкий аміак - безбарвна рідина щільністю  $0,6814$

$\text{т/м}^3$  при температурі кипіння. Критична температура аміаку  $132,4^\circ\text{C}$ , критичний тиск  $11,15 \text{ МПа}$ . Теплоємність аміаку при постійному тиску і  $25^\circ\text{C}$  дорівнює  $35,46 \text{ Дж/(моль} \cdot \text{K)}$ ; теплота випаровування при  $-33,4^\circ\text{C}$  становить  $23,22 \text{ кДж/моль}$ .

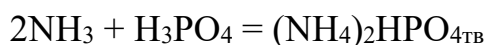
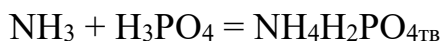
Аміак вступає в реакції приєднання, заміщення і розкладання. З кислотами аміак утворює солі, наприклад, з азотною кислотою - нітрат амонію (аміачну селітру).



с сірчаною кислотою – сульфат амонію:



с екстракційною фосфорною кислотою - фосфати амонію:



Ці та ряд інших солей амонію знаходять широке застосування в промисловості і в сільському господарстві. Рідкий аміак, його водні розчини, а також розчини карбаміду, аміачної селітри та інших солей в аміаку, названі аміакатами, використовуються в якості рідких добрив.

Аміак добре розчиняється у воді (близько 700 об'ємів  $\text{NH}_3$  в 1 об'ємі води при н.у.). При розчиненні аміаку в воді відбувається реакція:

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	4
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		



Кількість гідроксильних іонів в розчині  $\text{NH}_4\text{OH}$  незначна, так як одночасно відбувається розпад гідроокису на  $\text{NH}_3$  та  $\text{H}_2\text{O}$ , тому  $\text{NH}_4\text{OH}$  розглядають як слабку основу.

Синтетичний аміак використовується як проміжний продукт для отримання великої кількості різних азотовмісних сполук, таких як азотна кислота, карбамід, амофос та ін. Собівартість аміаку досить висока і на даний час проводяться роботи, спрямовані на зниження високої енергоемності виробництва, вдосконалення апаратури і пошук нових матеріалів для неї. Але найбільшу кількість досліджень присвячено розробці нових і вдосконаленню вже наявних каталізаторів синтезу аміаку. Створення високоефективних каталізаторів дозволило б знизити температуру і тиск синтезу, підвищити рівноважну концентрацію продукту, що призвело б до зменшення собівартості синтетичного аміаку.

Каталітичну активність щодо реакції синтезу аміаку виявляють залізо, осмій, уран, молібден, вольфрам та інші метали, що мають незаповнені електронні оболонки.

Основним компонентом сучасних каталізаторів синтезу аміаку є пористе залізо, що отримується відновленням магнетиту  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ , воднем або азотоводною сумішшю при 300 – 400 °С. В процесі кристалохімічних перетворень утворюється активна каталітична фаза з енергетично невідновженими кубічними ґратками. В процесі роботи каталізатора під впливом температури протікає зростання кристалітів заліза, що супроводжується зменшенням кількості енергетично невідновжених атомів заліза, що призводять до зниження його каталітичної активності.

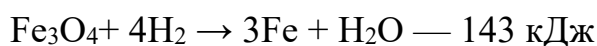
					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	5
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Для підвищення тривалості роботи у каталізатор вводять промотори - з'єднання, додавання яких в невеликих кількостях збільшує активність каталізаторів, їх селективність і стабільність. Типовими промоторами є лужні, лужноземельні, амфотерні і кислі оксиди. Промотори умовно поділяються на модифікуючі – ті, що змінюють характер і швидкість елементарних стадій каталітичних процесів і структуроутворюючі – ті, що підвищують опір каталізатора шляхом механічного і хімічного руйнування.

Процес відновлення є важливою стадією формування каталізатора. Під час відновлення утворюється високорозвинута поверхня каталізатора, дрібнопориста структура, певний хімічний склад поверхні і т.д., що в кінцевому рахунку визначає активність і стабільність каталізатора.

Відновлення каталізаторів синтезу аміаку можна проводити різними відновниками:  $H_2$ ,  $CO$  і їх сумішами; в практиці азотної промисловості для відновлення застосовується азотоводнева суміш.

Відновлення магнетиту - основного компоненту каталізатора - воднем протікає по реакції



Виробництво синтетичного аміаку складається з трьох основних технологічних стадій:

1. отримання початкової азотоводневої суміші (синтез-газу);
2. очистка синтез-газу від домішок;
3. синтез аміаку.

Основною сировиною для отримання аміаку є природний газ. Основні стадії сучасних технологічних схем виробництва аміаку включають такі процеси: сіркоочистку, парову каталітичну конверсію метану в трубчастій печі, пароповітряну каталітичну конверсію метану в шахтному конверторі, двоступеневу каталітичну конверсію оксиду вуглецю, абсорбційну очистку

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	6
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

газу від  $\text{CO}_2$ , метанування залишкових оксиду і діоксиду вуглецю, компримування азотоводневої суміші та каталітичний синтез аміаку. Розглянемо автоматизацію процесів конверсії метану, конверсії оксиду вуглецю і синтезу аміаку.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		7

# 1. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ АМІАКУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ

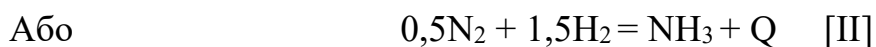
## 1.1. Фізико-хімічні основи процесу синтезу аміаку

На практиці реакція між азотом і воднем протікає тільки на каталізаторах, за їх відсутності швидкість реакції дуже мала. Ступінь перетворення  $N_2$  та  $H_2$  в аміак залежить від умов проведення процесу [температури, тиску, тривалості (часу) контакту, якості каталізатора і конструкції контактного апарату] і зазвичай коливається в межах 20-30 %.

Для збільшення ступеня перетворення азотоводородної суміші в умовах промислового синтезу аміаку застосовується багаторазова циркуляція газу через каталізатор з проміжним виділенням  $NH_3$  — так званий круговий аміачний цикл.

### Рівновага реакції синтезу аміаку.

Реакція синтезу аміаку



оборотна, вона протікає з виділенням тепла і зменшенням об'єму. Тому, згідно з принципом Ле-Шательє, при підвищенні тиску рівновага цієї реакції буде зміщуватися вправо, тобто в бік збільшення вмісту аміаку в газовій суміші. Якщо при 10,0 МПа рівноважний вміст  $NH_3$  у газовій суміші складає ~10 %, а при 30 МПа ~ 42 %.

Тепловий ефект реакції мало залежить від температури, його значення в робочих межах температур зазвичай приймають рівним 54050 кДж/кмоль або 3184 кДж/кг.

Згідно принципу Ле-Шательє, з пониженням температури рівновага екзотермічної реакції зсувається в бік утворення продукту. Вміст аміаку в газовій суміші збільшується. Якщо при тиску 30 МПа і температурі 600<sup>0</sup>С рівноважний вміст NH<sub>3</sub> складає близько 12,8 %, то при 500<sup>0</sup>С вже ~26 %, а при 400<sup>0</sup>С – 48,2 %.

Константа рівноваги. Рівняння константи рівноваги реакції (рівняння II) при вираженні концентрації реагуючих речовин через їх парціальні тиски має вигляд:

$$K_p = \frac{P_{NH_3}}{P_{H_2}^{1.5} \cdot P_{N_2}^{0.5}} \quad (1)$$

$P_{N_2}, P_{H_2}, P_{NH_3}$  – парціальні тиски N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> в табл.1 приведені рівноважні концентрації аміаку в суміші азоту і водню стехіометричного складу

Таблиця 1. Рівноважна концентрація NH<sub>3</sub> ( %) в суміші азоту і водню

Темпера- тура, °С	Тиск, МПа					
	0,98	2,94	9,8	29,4	58,8	98,1
200	50,66	67,56	74,38	89,94	95,37	98,29
250	28,34	47,22	56,33	81,54	90,66	96,17
300	14,73	30,25	39,41	70,96	84,21	92,55
350	7,41	17,78	25,23	59,12	75,62	87,46
400	3,85	10,15	15,27	47,00	65,20	79,82

450	2,11	5,86	9,15	35,82	53,71	69,69
500	1,21	3,49	5,56	26,44	42,15	57,47
550	0,76	2,18	3,45	19,13	31,63	41,16
600	0,49	1,39	2,26	13,77	23,10	31,43
650	0,33	0,96	1,53	9,92	16,02	20,70
700	0,23	0,68	1,05	7,28	12,60	12,87

Таблиця 2. Константи рівноваги реакції синтезу аміаку

Темпера- тура, °C	Тиск, МПа					
	0,98	2,94	9,8	29,4	58,8	98,1
200	6,4880	6,5890	7,3680	9,1200	24,930 0	103,50 0
250	1,6993	1,7397	1,9291	2,4090	5,3332	20,184 5
300	0,6238	0,6382	0,6966	0,8667	1,7330	5,1340
350	0,2661	0,2699	0,2912	0,3631	0,6529	1,7401
400	0,1282	0,1290	0,1379	0,1717	0,2761	0,6035
450	0,0678	0,0679	0,0724	0,0892	0,1286	0,2336
500	0,0378	0,0384	0,0409	0,0501	0,0646	0,0978
550	0,0238	0,0234	0,0242	0,0300	0,0347	0,0366

600	0,0152	0,0147	0,0153	0,0190	0,0200	0,0206
650	0,0102	0,0100	0,0102	0,0113	0,0116	0,0101
700	0,0071	0,0070	0,0070	0,0087	0,0085	0,0052

Як видно з табл.2, значення  $K_p$ , обчислені через парціальні тиски газів, залежать не тільки від температури, але і від тиску внаслідок відхилення властивостей стиснених газів від властивостей ідеальних газів. Для розчину значень  $K_p$  при різних температурах і тисках запропонований ряд емпіричних і теоретичних рівнянь, з яких найбільш простим є емпіричне рівняння А.Ларсона і Р.Доджа:

$$\lg K_p = \frac{2074,8}{T} - 2,4943 \lg T - \beta \cdot T + 1,8564 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 - J + 1 \quad (2)$$

$T$  - температура, К;

$\beta$  – коефіцієнт, що залежить від тиску (табл.3)

$J$  - константа інтегрування (табл.3)

Знаючи величину  $K_p$ , можна обчислити рівноважну концентрацію  $\text{NH}_3$  в стехіометричній суміші азоту і водню при будь-яких температурах і тисках по рівнянню:

$$Z_p = 1 + \frac{1,54}{K_p \cdot P} - \sqrt{\left(1 + \frac{1,54}{K_p \cdot P}\right)^2 - 1} \quad (3)$$

$Z_p$  - рівноважна концентрація аміаку, мольн. частки;

$P$  - загальний тиск газової суміші, МПа

При високих тисках константу рівноважності більш правильно виражати через летючості компонентів газової суміші:



$$K_f = \frac{f_{NH_3}}{f_{N_2}^{0,5} \cdot f_{H_2}^{1,5}} \quad (4)$$

$f_{NH_3}, f_{N_2}, f_{H_2}$  – летючості відповідно аміаку, азоту, водню в рівноважній газовій суміші;

$K_f$  - константа рівноваги реакції.

Таблиця 3. Значення  $\beta$  і  $I$  при різних тисках.

Тиск, МПа	$\beta$	$I$	Тиск, МПа	$\beta$	$I$
0,98	0	-1993	29,4	$1,256 \cdot 10^{-4}$	-2,206
2,94	$3,4 \cdot 10^{-5}$	-2,021	58,9	$1,0856 \cdot 10^{-3}$	-3,059
4,9	$1,256 \cdot 10^{-4}$	-2,090	98,1	$2,6833 \cdot 10^{-3}$	-4,473
9,8	$1,256 \cdot 10^{-4}$	-2,113			

В цьому випадку зберігається незалежність константи рівноваги від тиску. Однак рівняння 4 досить рідко використовують для розрахунків рівноваги, тому що точне визначення парціальних летючостей компонентів газової суміші є дуже непростим завданням. У період цього застосовують спрощений метод розрахунку за правилом Льюнса-Рендала, виділеному для ідеального газового розчину (азотоводнева суміш поводить себе як ідеальний розчин реальних газів при тисках до 60 МПа і температурі вище 350 °С)

$$f_{NH_3} = f_{NH_3}^0 \cdot Z_p; \quad f_{N_2} = f_{N_2}^0 \cdot N_{N_2}; \quad f_{H_2} = f_{H_2}^0 \cdot N_{H_2} \quad (5)$$

$f_{NH_3}, f_{N_2}, f_{H_2}$  – летючості компонентів аміаку, азоту, водню в рівноважній суміші

$f_{NH_3}^0, f_{N_2}^0, f_{H_2}^0$  – летючості компонентів аміаку, азоту, водню при загальному тиску реакційної суміші;

$Z_p, N_{N_2}, N_{H_2}$  – мольні частки  $NH_3, N_2, H_2$  в суміші.

Визначити летючості чистих  $NH_3, N_2, H_2$  не складно.

Константу рівноваги можна визначити і за допомогою рівняння Вант-Гофа:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = \frac{\Delta H^0_T}{RT^2} \quad (6)$$

$\Delta H^0_T$  – теплота реакції при температурі  $T$ .

Якщо відомо рівноважні концентрації аміаку в суміші, яка не містить інертних газів, то рівноважну концентрацію  $NH_3$  в присутності інертних газів можна обчислити за рівнянням:

$$Z_0 = \frac{1-i}{1+i} \cdot Z_i \quad (7)$$

$Z_i, Z_0$  – рівноважні концентрації аміаку в сумішах відповідно без інертних домішок і в їх присутності мол. частки;

$i$  – концентрація інертних домішок, мол. частки.

#### Тепловий ефект реакції.

Тепловий ефект реакції синтезу аміаку в реальних умовах проведення процесу складається з двох компонентів:

$$Q = Q_p + Q_{cm} \quad (8)$$

$Q_p$ - тепловий ефект реакції при повному перетворенні азотоводневої суміші в аміак [тепловий ефект ( $Q_p$  на 1 моль  $\text{NH}_3$ ) реакції  $1/2\text{N}_2 + 3/2\text{H}_2 = 2\text{NH}_3$ ]

$Q_{\text{см}}$ -теплота змішування аміаку з азотоводневою сумішшю.

$Q_p$  та  $Q_{\text{см}}$ , і відповідно  $Q_1$  від температури і тиску. Значення  $Q_p$  можна розрахувати по рівнянню

$$Q_p = 4,187[917,1 + (0,545 + \frac{840,6}{273+t} + \frac{459,7 \cdot 10^6}{(273+t)^3} \cdot 10,2 \cdot P_{\text{изб}}) + 5,347(273+t) + 2,525 \cdot 10^{-4}(t+273)^2 - 1,692 \cdot 10^{-6}(273+t)]$$

(9)

$P_{\text{изб}}$ - надлишковий тиск, МПа;

$t$  - температура, °С

Теплоти змішування ( $Q_{\text{см}}$ ) при різних тисках, температурах і концентраціях аміаку в суміші (17,6; 20; 40; 80 %  $\text{NH}_3$ ) були визначені Я.С. Казарновським та ін. по Р-V-T даним.  $Q_{\text{см}}$  на відміну від  $Q_p$ , є від'ємною величиною, так як при змішуванні стиснутих азоту, водню та аміаку відбувається поглинання тепла. При низьких тисках теплоти змішування малі, при високих вони досягають значних величин і не враховувати їх було б неправильно.

Температура, необхідна для проведення синтезу  $\text{NH}_3$ , досягається шляхом попереднього підігріву азотоводневої суміші та за рахунок виділення реакційного тепла.

На процес синтезу аміаку сильно впливає застосований при цьому тиск. Однак загальний тиск газової суміші ще не характеризує ефективного тиску процесу синтезу, тобто фактичного тиску азотоводневої суміші.

Величина ефективного тиску залежить від вмісту інертних домішок у газі.

$$P_{\text{эф}} = P (I-i)^2 \quad (10)$$

$P$ -загальний тиск синтезу, ат;

$i$  - вміст інертних домішок у газі, об'ємна частка.

## 1.2. Кінетика процесу синтезу аміаку

Дослідження кінетики синтезу аміаку проводять вже багато років, однак внаслідок складності механізму процесу і природи активних центрів тривають і в даний час в багатьох країнах світу.

Найбільшого поширення набуло рівняння синтезу аміаку, запропоноване Тьомкіним і Пижевим. Вони виходили з уявлення про неоднорідну поверхню і про те, що лімітуючою стадією є адсорбція азоту, причому на поверхні знаходиться тільки азот, а лімітуючою стадією розкладання аміаку - десорбція азоту. При цьому кількість атомів азоту на поверхні каталізаторів більше, ніж будь-яких адсорбованих азотовмісних сполук; ні водень, ні аміак не впливають на швидкість адсорбції азоту, а енергії активації адсорбції  $E_A$  і десорбції  $E_d$  лінійно зменшуються зі збільшенням ступеню заповнення поверхні.

$$w = K_1 \cdot P_N \left( \frac{\rho_{H_2}^3}{\rho_{NH_3}^2} \right)^\alpha - K_2 \left( \frac{\rho_{NH_3}^2}{\rho_{H_2}^3} \right)^{1-\alpha} \quad (11)$$

$w$ -загальна швидкість процесу;

$K_1, K_2$  – константи швидкостей прямої та оборотної реакції;

$p_{N_2}, p_{H_2}, p_{NH_3}$  – парціальні тиски азоту, водню і аміаку.

					ЛA5114.ДП.00.001ПЗ	15
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Значення  $\alpha$  характеризує ступінь покриття поверхні каталізатора азотом в умовах процесу синтезу аміаку. Для залізних каталізаторів  $\alpha$  приймають 0,5.

Рівняння 11 застосовно лише в області не надто далекою від рівноваги.

Кінетика і механізм реакції синтезу аміаку при видаленні системи від стану рівноваги були розглянуті Тьомкіним, Морозовим та Шанатіной.

$$w = K' \cdot P_{H_2}^{m'} \cdot P_{N_2}^{1-m'} \quad (12)$$

Виявилось, що значення  $\alpha$  та  $m'$  співпадають, тобто незалежно від того, здійснюється синтез далеко від рівноваги або в області, близької до рівноважної,  $\alpha$  залишається величиною постійною.

Кінетику синтезу аміаку з урахуванням оборотного отруєння каталізатора кисневими отрутами можна описати рівнянням Тьомкіна - Смирнова.

$$w = \frac{K_1 \cdot P_{N_2} - K_2 \cdot P_{NH_3}^2 / P_{H_2}^3}{\left( \frac{P_{NH_3}^2}{P_{H_2}^3} + A \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right)} \quad (13)$$

$P_{NH_3}, P_{N_2}, P_{H_2}$  – парціальні тиски аміаку, азоту і водню;

$P_{H_2O} = P_{H_2O} + P_{CO} + 2P_{CO_2}$  парціальні тиски водяної пари, оксиду та діоксиду вуглероду:

A-константа отруєння.

При  $P_{H_2O} = 0$  рівняння переходить в рівняння Тьомкіна - Смирнова.

З рівняння Тьомкіна-Пижева випливає, що максимальна швидкість реакції не відповідає еквівалентному складу газової суміші. У початковій стадії процесу, коли вміст  $NH_3$  значно менше рівноважного і реакція

розкладання аміаку може не враховуватися, максимальна швидкість визначається максимумом:  $p_{N_2}^{0.5} \cdot p_{H_2}^{1.5}$ .

Звідси випливає, що максимальна швидкість в початковій стадії процесу відповідає складу  $\frac{p_{H_2}}{p_{N_2}} = 1.5$ . Хоча різниця на виході складає лише 6 %. По мірі приближення виходу до рівноважного оптимальний склад наближається до складу  $\frac{p_{H_2}}{p_{N_2}} = 3$ , так як по закону діючих мас рівноважний вихід досягає максимуму при еквівалентному складі.

Реакція синтезу аміаку - оборотна екзотермічна реакція. Для реакції такого типу оптимальною є спадна послідовність температур. На початку зони каталізу висока температура забезпечує найбільшу швидкість реакції, а по мірі збільшення вмісту до стану рівноваги слід знижувати температуру в зоні каталізу.

Для збільшення продуктивності процесу синтезу аміаку вдаються до багаторазового циркуляції газів через каталізатор. Вміст аміаку збільшується зі зростанням температури до деякого максимального значення, званого оптимальною температурою. При подальшому підвищенні температури вміст аміаку зменшується, так як рівноважна концентрація аміаку знижується і наближається до його дійсного вмісту в газовій фазі, тому швидкість реакції знижується.

Для кожного виду каталізатора є свої залежності виходу аміаку від температури та об'ємної швидкості. Чим активніше каталізатор, тим нижче температура, при якій на ньому з достатньою швидкістю можна проводити реакцію. Синтез аміаку складається з наступних стадій: дифузія водню і азоту на поверхню каталізатора; хімічна адсорбція їх на поверхні; утворення молекул аміаку; десорбція  $NH_3$  та його оборотна дифузія в газовий об'єм.

					ЛA5114.ДП.00.001ПЗ	17
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Згідно з механізмом каталізу, що протікає по окисно-відновному типу, між молекулами реагують газу ( $H_2$  та  $N_2$ ) і каталізатором виникають хімічні зв'язки, близькі до іонних. Атоми водню віддають свої електрони каталізатору, тобто виконують роль донорів електронів. Адсорбовані атоми азоту сприймають електрони з поверхні каталізатора. Отже, азот є акцептором електронів. Сприймаючи їх, він набуває підвищеної активності. Іони азоту і водню, з'єднуючись, утворюють молекули аміаку. Ці електронні процеси протікають в декілька стадій. Найбільш повільною є акцепторна стадія переходу електронів від каталізатора до атомів азоту. Вона і визначає швидкість всього процесу синтезу.

Для забезпечення максимальної продуктивності реактора необхідно реалізувати оптимальні температури по довжині каталітичної зони для кожного поперечного перерізу, що забезпечує максимальну швидкість процесу в даному перетині.

Вважаючи, що температурна залежність констант прямої і зворотної реакцій відповідає рівнянню Ареніуса, можна вивести рівняння для розрахунку оптимальної температури.

$$T_{\text{оп}} = \frac{T_{\text{равы}}}{1 + \frac{RT_{\text{равы}}}{E_2 - E_1} \lg \frac{E_2}{E_1}} \quad (14)$$

$E_1$  та  $E_2$  енергії активації реакцій синтезу і розпаду аміаку, при чому  $E_1 + E_2 = 2H$ , де  $2H$  - тепловий ефект реакції, кДж/моль.

К'єр запропонував рівняння для розрахунку оптимальної температури:

$$T_{\text{оп}} = \frac{T_{\text{равы}}}{1 + \frac{RT_{\text{равы}}}{E_2 - E_1} \lg \frac{E_2 - RT_{\text{онт}}}{E_1 - RT_{\text{онт}}}} \quad (15)$$

Воротіна та Соколинський вивели рівняння:

					ЛA5114.ДП.00.001ПЗ	18
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

$$t_{onm} = \frac{\delta}{\lg \left( \frac{E_2 / R}{E_2 / R - \delta} \cdot \frac{Z^2}{n \cdot \epsilon^3 \cdot F} \right)} \quad (16)$$

$n, v, z$  – мольні частки азоту, водню та аміаку;

$F$  і  $\delta$  – константи, що залежать від рівняння. Так, при  $P=300$  кг/см<sup>2</sup>,  $F=3,1604 \cdot 10^{-3}$ ,  $\delta=1402$ .

Для забезпечення максимальної продуктивності на початку зони каталізу теоретично більш вигідні відносно високі температури (550-650 °С), які практично неприйнятні через посилену рекристалізацію каталізатора, що призводить до спаду його активності, а також через посилену газову корозію конструкційних матеріалів насадки і термічних напружень, що обумовлюють аварійні ситуації та зупинку агрегатів.

Оптимальна послідовність температур в промисловому каталітичному реакторі синтезу аміаку на початку зони каталізу обмежується швидкістю відводу тепла, а в кінці каталітичної зони великий вплив надає аміак, що утворюється в процесі. Основною причиною зниження активності каталізатора є зменшення робочої поверхні каталізатора адсорбованим азотом, що знаходиться в рівновазі з утвореним аміаком і воднем газової фази. Зворотною реакцією при високому тиску і більш низьких температурах можна знехтувати у зв'язку з великим віддаленням від стану рівноваги. Тому швидкість процесу можна описати наступним кінетичним рівнянням:

$$w = K \cdot P_{N_2} (1 - \theta_N)^n \quad (17)$$

$\theta$  – ступінь заповнення поверхні азотом, що знаходиться в адсорбційно-хімічній рівновазі.



### 1.3 Промислові схеми установки синтезу аміаку

Системи синтезу аміаку в залежності від застосованого тиску азотоводневої суміші поділяються на такі групи:

1. Системи, що працюють при низьких тисках (100-200 ат).
2. Системи, що працюють при середніх тисках (280-350 ат).
3. Системи, що працюють при високих тисках (450-1000 ат).

Установки, що працюють при тиску 100 ат (10 МПа), внаслідок їх складності і малої економічності рідко застосовуються в промисловості. Аміак, що отримується на установці є газоподібним. При тиску 200 ат (20 МПа) у всьому світі працює всього близько десятка заводів. У цих системах стиснення азотоводневої суміші здійснюється турбокомпресорами.

Системи, що працюють при середньому тиску широко поширені в усьому світі. На установках отримують 50% газоподібного аміаку і 50% рідкого.

Схеми, що працюють при високому тиску, більш прості, схема конденсації одноступенева. З агрегату виключаються теплообмінник конденсаційної колони, аміачний випарник, аміачно-холодильна установка. Зменшується питома витрата електроенергії, зменшуються габарити апаратів.

Технологічні показники систем синтезу аміаку наведені в табл. 4, 5.

Таблиця 4. Габарити апаратів у системах синтезу аміаку, що працюють на азотоводневій суміші без інертних домішок.

Апарати та розміри	Продуктивність агрегатів, тис. т/год					
	110		200		300	
	300 ат	500 ат	300 ат	500 ат	300 ат	500 ат

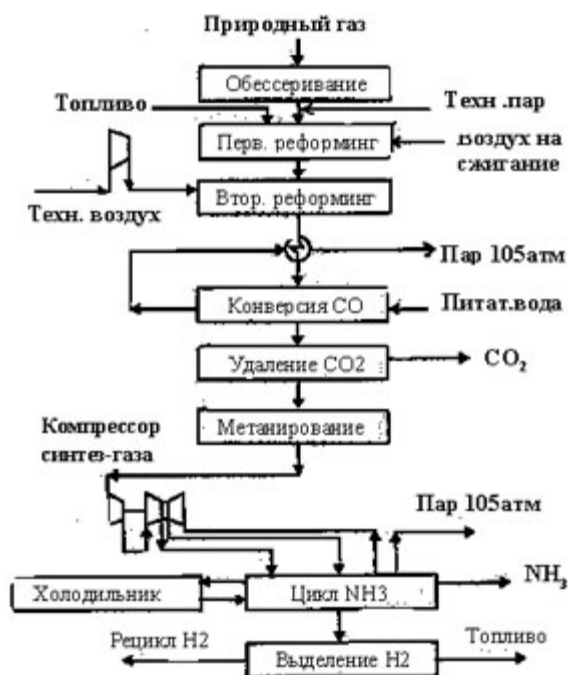
Діаметр колони синтезу, м	1,2	1,2	1,6	1,4	2,0	1,6
Поверхня теплообміну водного конденсатора, м <sup>2</sup>	360	450	630	800	990	1200
Конденсаційна колона діаметр, м	1,0	-	1,3	-	1,6	-
висота, м	9	-	9	-	9	-
Сепаратор	-	1,0	-	1,3	-	1,6
діаметр, м	-	6	-	6	-	6
висота, м	190	-	320	-	480	-

Таблиця 5. Технологічні показники апаратури систем синтезу аміаку.

Показники.	Тиск, ат.			
	100	300	600	900
Об'єм каталізатора, м <sup>3</sup>	13	4	1,5	0,7
Кількість колон синтезу (виключаючи передкаталіз)	1	1	2	2
Вага, Т				

колон (загальна)	90	60	40	30
холодильника-конденсатора	12	10	8	6
циркуляційного насосу	20	15	10	8
Компресора с электродвигуном	120	135	150	160
пускового трансформатора	4	3	3	2
підйомних кранів	100	70	40	40

#### 1.4 Традиційна схема отримання аміаку з природного газу



На першій стадії відбувається видалення сірки з природного газу. Залежно від вмісту сполук сірки в природному газі використовуються цеолітні

очищення або очищення методом каталітичного гідрування і подальшого поглинання  $\text{H}_2\text{S}$  оксидом цинка. Далі природний газ надходить в реактори риформінгу (процес конверсії метану триває в дві стадії: I - парова каталітична конверсія в трубчастій печі; II - паро-повітряна каталітична конверсія в шахтовому конверторі). Наступним етапом є конверсія монооксиду вуглецю по двоступеневій схемі: I ступінь – на залізохромовому середньотемпературному каталізаторі; II ступінь – на низькотемпературному каталізаторі. Далі газ направляється на моноетаноломінове очищення від діоксиду вуглецю. Потім газ подається на тонку очистку від окису і двоокису вуглецю (метанування). Контроль температури у всіх шарах каталізатора (в метанаторі) забезпечується світлозвуковою сигналізацією її максимальних значень.

Отримана азото-воднева суміш стискається в перших трьох ступенях газових компресорів до  $27 \div 28 \text{ кгс/см}^2$  і направляється в агрегат передкаталізу, в якому на нікель-хромовому каталізаторі при температурі  $50 \div 250^\circ\text{C}$  кисень з'єднується з воднем, утворюючи пари води, які конденсуються і виходять з подальшого процесу, а очищена від кисню азот-воднева суміш дотискається на наступних щаблях газових компресорів до робочого тиску і подаються в цех синтезу аміаку. Для згладжування невідповідності між кількістю водню, що надходить з боку, і споживанням його газовими компресорами є газгольдер водню, підключений тупиком до колектора водню, що йде в компресію, що використовується як буферна ємність для проміжного зберігання водню.

Перед синтезом азотоводнева суміш з усіх наявних технологічних ниток змішується в об'ємному співвідношенні  $\text{H} : \text{N} = 3 : 1$ .

У цеху синтезу азотоводнева суміш (так званий свіжий газ) надходить в цикл циркуляційного газу і направляється в колони синтезу аміаку, де в присутності залізного каталізатора частина газу перетворюється в аміак.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	23
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Вихідні з колони газу охолоджуються в холодильниках-конденсаторах і випарниках. Сконденсований аміак відділяється від газу в сепараторі і конденсаційної колони і виводиться з циклу, а решту газу, дожаний циркуляційними насосами, повторно надходить у цикл. Отриманий рідкий аміак перенаправляється в збірники рідкого аміаку і потім на склад, де зберігається в спеціальних резервуарах під тиском до 16 кгс/см<sup>2</sup>.

Для згладжування невідповідності між навантаженням на МЕА-очищенні і споживанням газу газовими конденсаторами є газгольдер, підключений до колектора газу після МЕА-очищення. Для азоту газгольдер відсутній, тому для нормальної роботи потрібна наявність певного надлишкового тиску азоту в колекторі ( $\geq 500$  мм Н<sub>2</sub>О).

У випадку зупинки виробництва аміаку рекуперація холоду припиняється і видача теплого аміаку на склад до споживача припиняється.

### 1.5 Контактні отрути

Присутність в газовій суміші навіть незначних домішок деяких речовин призводить до зниження, а іноді і до повної втрати активності каталізатора. Такі речовини отримали назву контактних (або каталітичних) отрут.

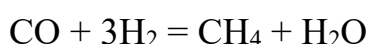
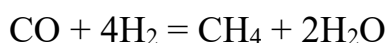
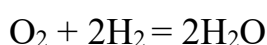
Розрізняють два види контактних отрут. Одні з них викликають незворотні отруєння каталізаторів, активність яких не відновлюється при обробці чистим газом. Інші отрути діють оборотно: активність отруєних каталізаторів можна відновити при переході на взаємодію з чистим газом.

До отрут, незворотньо отруюючим каталізатор синтезу аміаку, відносяться речовини, що містять сірку, селен, миш'як, фосфор і деякі інші домішки. Вуглеводні (мастила з компресорів) отруюють каталізатор незворотньо тільки при попаданні їх у газ у великих кількостях.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	24
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Залежно від способів отримання і очищення азотоводнева суміш, яка надходить у колону синтезу, може містити різні кількості кисню, водяної пари, окису і двоокису вуглецю та інших домішок, що викликають зворотні отруєння каталізаторів. Найважче видалити з газу окис вуглецю, тому вміст CO в газі прагнуть звести до мінімуму, так як повністю очистити газ від цієї домішки, зазвичай не вдається.

На поверхні каталізатора кисень, CO і CO<sub>2</sub> взаємодіють з воднем по реакціям:



Утворені водяні пари реагують із залізним каталізатором. При 500-550<sup>0</sup>C отруйна дію малих кількостей водяної пари значно слабшає.

Контактні отрути адсорбуються на каталізаторі, утворюючи мономолекулярний шар що блокує його поверхню, внаслідок чого вона стає недоступною для реагуючих газів. Таке пояснення підтверджується рядом фактів, в тому числі зменшенням отруєння каталізатора зі зростанням температури, що викликає погіршення адсорбції контактних отрут на його поверхні.

Інше пояснення причин отруєння каталізаторів, що не суперечить першому, але доповнює його, впливає з електронних уявлень про сутність механізму каталітичних процесів. Якщо вихід електронів з поверхні каталізатора ускладнений, швидкість реакції різко зменшується. А такі речовини, як кисень або окис вуглецю, є найкращим акцептором електронів, ніж азот. При наявності цих речовин в газі відбувається отруєння каталізатора, так як перенесення електронів від каталізатора до атомів азоту порушується.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	25
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Отруєння каталізатора вуглеводнями можливо при значно більшому вмісті їх в газі, ніж CO та CO<sub>2</sub>, що викликають різке падіння активності залізних каталізаторів. Причиною отруєння їх вуглеводнями є розкладання останніх до вуглецю в умовах процесу синтезу аміаку. Вуглець, що виділився, відкладається в порах зерен каталізатора, закриваючи його поверхню для реагуючих газів.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		26

## 2. АНАЛІЗ РОБОТИ КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ В ПРОЦЕСІ СИНТЕЗУ АМІАКУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ

### 2.1 Загальні відомості про колони синтезу

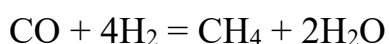
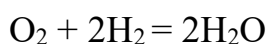
Присутність в газовій суміші навіть незначних домішок деяких речовин призводить до зниження, а іноді і до повної втрати активності каталізатора. Такі речовини отримали назву контактних (або каталітичних) отрут.

Розрізняють два види контактних отрут. Одні з них викликають незворотні отруєння каталізаторів, активність яких не відновлюється при обробці чистим газом. Інші отрути діють оборотно: активність отруєних каталізаторів можна відновити при переході на взаємодію з чистим газом.

До отрут, незворотньо отруюючим каталізатор синтезу аміаку, відносяться речовини, що містять сірку, селен, миш'як, фосфор і деякі інші домішки. Вуглеводні (мастила з компресорів) отруюють каталізатор незворотньо тільки при попаданні їх у газ у великих кількостях.

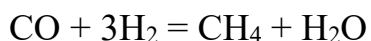
Залежно від способів отримання і очищення азотоводневої суміші, яка надходить у колону синтезу, може містити різні кількості кисню, водяної пари, окису і двоокису вуглецю та інших домішок, що викликають зворотні отруєння каталізаторів. Найважче видалити з газу окис вуглецю, тому вміст CO в газі прагнуть звести до мінімуму, так як повністю очистити газ від цієї домішки, зазвичай не вдається.

На поверхні каталізатора кисень, CO і CO<sub>2</sub> взаємодіють з воднем по реакціям:



					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	27
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		





Утворені водяні пари реагують із залізним каталізатором. При 500-550<sup>0</sup>С отруйна дію малих кількостей водяної пари значно слабшає.

Контактні отрути адсорбуються на каталізаторі, утворюючи мономолекулярний шар що блокує його поверхню, внаслідок чого вона стає недоступною для реагуючих газів. Таке пояснення підтверджується рядом фактів, в тому числі зменшенням отруєння каталізатора зі зростанням температури, що викликає погіршення адсорбції контактних отрут на його поверхні.

Інше пояснення причин отруєння каталізаторів, що не суперечить першому, але доповнює його, впливає з електронних уявлень про сутність механізму каталітичних процесів. Якщо вихід електронів з поверхні каталізатора ускладнений, швидкість реакції різко зменшується. А такі речовини, як кисень або окис вуглецю, є найкращим акцептором електронів, ніж азот. При наявності цих речовин в газі відбувається отруєння каталізатора, так як перенесення електронів від каталізатора до атомів азоту порушується.

Отруєння каталізатора вуглеводнями можливо при значно більшому вмісті їх в газі, ніж CO та CO<sub>2</sub>, що викликають різке падіння активності залізних каталізаторів. Причиною отруєння їх вуглеводнями є розкладання останніх до вуглецю в умовах процесу синтезу аміаку. Вуглець, що виділився, відкладається в порах зерен каталізатора, закриваючи його поверхню для реагуючих газів.

Основні використовувані каталізатори:

Назва матеріалів	Гос. або галузевий стандарт, тех.умови або регламент	Показники, обов'язкові для перевірки	Регламентний показник с допустимими відхиленнями
1. Каталізатор кобальт-молібденовий для гідрування органічної сірки ТК-550	Фірма «Хальдер Тонс» (Данія)	Наявність паспорту, маркування тари  Зовнішній вигляд:  Розмір кілець:  діаметр зовнішній  діаметр внутрішній  Масова частка активних компонентів:  CoO,%  MoO <sub>3</sub> ,%	Витягнуті кільця    (5,0÷5,5) мм  (2,2÷2,6) мм      (2,0÷3,0)  Не менше 10
2. Нікелевий каталізатор конверсії метану I ступеню серії R-67	Фірма «Хальдер Тонс» (Данія)	Наявність паспорту, маркування тари  Зовнішній вигляд:	циліндр з опуклими основами і 7

		<p>Розміри каталізаторів:</p> <p>Номинальний розмір</p> <p>діаметр, мм</p> <p>висота, мм</p> <p>розмір отвору, мм</p>	<p>наскрізними отворами</p> <p>16x8 16x11 20x18</p> <p>16 16 20</p> <p>8 11 18</p> <p>3,4 3,4 4,3</p>
<p>3.Низькотемпературний каталізатор в конверсії окису вуглецю II ступеню цинкхроммідний -алюмінієвий ИТК-4У</p>	<p>ТУ Уз. 6.3-57-95</p>	<p>Наявність паспорту, маркування тари</p> <p>Зовнішній вигляд:</p> <p>Розміри:</p> <p>діаметр, мм</p> <p>висота, мм</p> <p>мас.частка міді у перерахунку на CuO,%</p> <p>мас.частка хрому в перерахунку на Cr<sub>2</sub>O<sub>2</sub>,%</p>	<p>таблетки циліндричної форми чорного кольору</p> <p>(6,0 ± 1,0)</p> <p>(5,0 ± 1,0)</p> <p>(54,0 ± 3,0)</p> <p>(14,0 ± 1,5)</p>

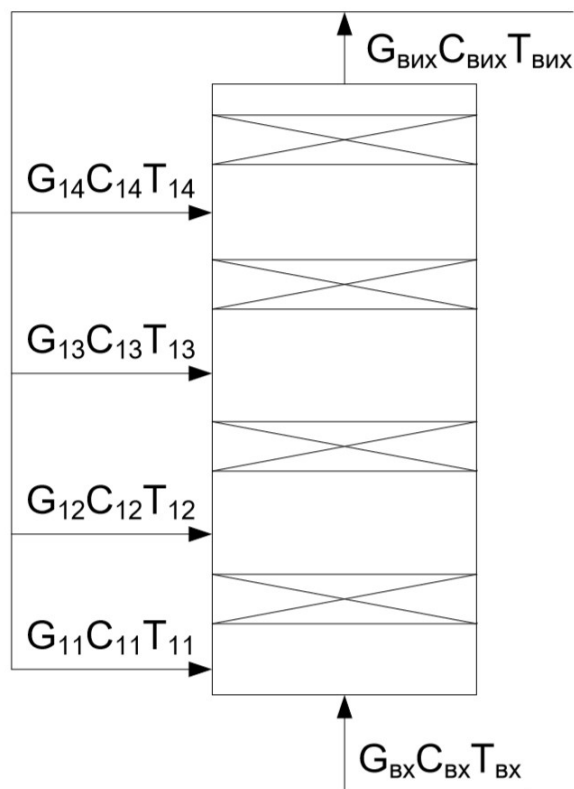
		мас.частка алюмінію в перерахунку на $\text{Al}_2\text{O}_3$ , %  мас.частка цинку в перерахунку $\text{ZnO}$ , %  Насипна густина  Мас.частка пилу  Орієнтовний строк служби	$(19,5 \pm 2,0)$  $(11,0 \pm 1,5)$  $(1,6 \pm 0,15)$ кг/дм <sup>3</sup>  $\leq 3\%$  3 роки
4. Каталізатор метанування нікельалюмохро мовий ТО-2М	ТУ Уз. 6.3- 71-99	Наявність паспорту, маркування тари  Зовнішній вигляд:  Розміри:  діаметр, мм  висота, мм  Мас.частка:  нікелю в перерахунку на $\text{NiO}$ , %  алюмінію в перерахунку на $\text{Al}_2\text{O}_3$ , %	Циліндричні гранули темно- коричневого кольору  $(3,5 \pm 0,7)$  $(5,0 \pm 1,0)$  $(38 \pm 5)$  $\geq 44$

		<p>хрому в перерахунку на Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>,%</p> <p>Насипна густина</p> <p>Механічна міцність по твірній:</p> <p>середня</p> <p>мінімальна</p> <p>Активність-остаточное содержание CO+CO<sub>2</sub></p> <p>Орієнтовний строк служби</p>	<p>(12 ± 5)</p> <p>(1,1 ÷ 1,14)</p> <p>кг/дм<sup>3</sup></p> <p>≥ 3,5 МПа</p> <p>≥ 1,2 МПа</p> <p>≤ 10</p> <p>5 років</p>
<p>5. Каталізатор синтезу</p> <p>СА-С, СА-СВ</p>	<p>К. St 6.3-100-2005</p>	<p>Наявність паспорту, маркування тари</p> <p>Зовнішній вигляд:</p> <p>СА-СВ дроблений, розміри</p> <p>кількість</p> <p>СА-СВ гранульований, розміри</p>	<p>зерна чорного кольору</p> <p>(7÷10) мм</p> <p>13,6 г</p>

		кількість	(10÷15) мм
		СА-С дроблений,	2 г
		розміри	
		кількість	(7÷10) мм
		СА-С гранульований,	38 г
		розміри	
		кількість	(10÷15) мм
		Насипна густина:	58,9 г
		окисленого	
		відновленого	(2,7 ± 0,2) кг/дм <sup>3</sup>
		Орієнтовний строк	(2,1 ± 0,2) кг/дм <sup>3</sup>
		служби	
			(8÷11) років

## 2.2 Інформаційно-логічний аналіз збурень в полиці колони синтезу аміаку

Колона синтезу є найбільш складним і необхідним апаратом в **установці** синтезу аміаку. Для забезпечення безвідмовної роботи технологічного апарату, необхідно підтримувати технологічні параметри в межах визначених технологічним регламентом. Основними параметрами контролю та регулювання визначено тиск, температура в шарах каталізатора, співвідношення азоту та гідрогену в газовій суміші та концентрація аміаку на

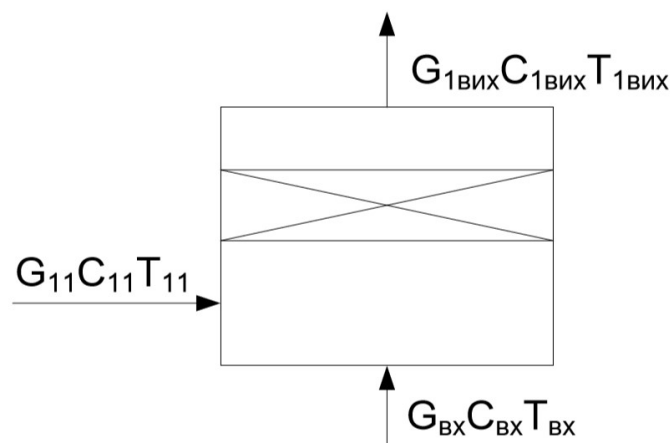


виході з колони.

Рис. 1 – Технологічна схема колони синтезу з вхідними та вихідними параметрами

Колона синтезу складається з теплообмінника і каталізаторної коробки. Саме на каталізаторі відбувається синтез аміаку, під час якого виділяється велика кількість теплоти. Частина цієї теплоти використовується в теплообміннику для нагрівання циркуляційного газу до температури початку реакції (720 K).

Беручи до уваги особливості теплових процесів, а саме виділення вільної енергії під час проходження кожного шару каталізатора, необхідно контролювати температуру у колоні синтезу задля забезпечення безвідмовної та безпечної роботи технологічного процесу. Для регулювання температурного режиму застосовуються байпасні потоки з витратами  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ ,  $G_{13}$ ,  $G_{14}$ , що подають холодний байпасний газ між шарами каталізаторів. Основним критерієм, якості технологічного процесу синтезу аміаку це дотримання заданої технологічним регламентом концентрації  $C_{\text{вих}}$ , яка залежить від степені перетворення газової суміші на кожному шарі. Враховуючи таку особливість технологічного об'єкту в побудові математичної моделі розглянемо шар каталізатору, як окремий об'єкт



керування.

Рис. 2 – Технологічна схема шару каталізатора з вхідними та вихідними параметрами



Основний потік газу поступає в колону знизу, проходить по кільцевій щілині між корпусом колони і кожухом насадки. В шарі каталізатору газова суміш нагрівається теплом конвертованого газу, який виходить з шару каталізатора, з температурою 410 – 440 °С и потім послідовно проходить через каталізатор, між якими подається холодний байпасний газ. Температура в шарі каталізатора змінюється в межах 770 - 790 К, що призводить до підвищення інтенсивності синтезу аміаку. Якість вихідної речовини залежить від температури та концентрації вхідної, адже під час послідовного проходження крізь кожен шар каталізатора, збільшується концентрація вихідної речовини, а також її температура, для підтримання якої використовують байпасні потоки. Після проходження шару каталізатора, азотоводнева суміш при 500–515°С підіймається по центральній трубі до наступного шару. Під час пуску колони каталізатор розігрівають за допомогою виносного газового підігрівача. На вхід колони синтезу подається основний потік циркуляційного газу з заданими параметрами витрати  $G_{\text{вх}}$  та температури  $T_{\text{вх}}$  із вже наявною у ньому мінімальною концентрацією аміаку  $C_{\text{вх}}$ . В результаті отримуємо циркуляційний газ з температурою у 650 К і 15% концентрацією аміаку. Параметрична схема колони синтезу наведена на рис.3

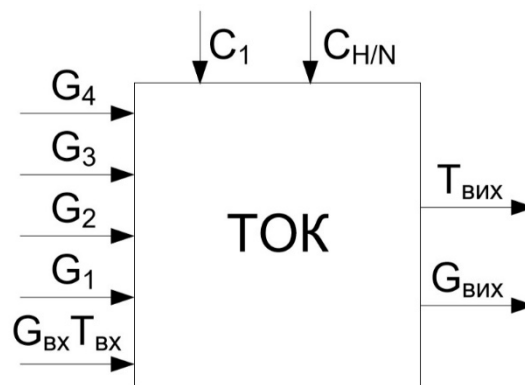


Рис. 3 – Колона синтезу як об'єкт керування

$C_1$  – концентрація аміаку на вході;  $C_{\text{H/N}}$  – співвідношення N та H;  $G_1$ ,  $G_2$ ,  $G_3$ ,  $G_4$  – витрата на 1-4 шарах каталізатора;  $G_{\text{вх}}$  – витрата на вході в колону синтезу, потік навантаження;  $T_{\text{вх}}$  – температура речовини на вході;  $G_{\text{вих}}$  –

концентрація вихідного потоку;  $T_{\text{вих}}$  – температура вихідного потоку.

Концентрація і температура аміаку на виході залежить від концентрації, температури і витрати початкової речовини на вході, впливу байпасних потоків, а також від співвідношення витрат азоту N та водню H під час технологічного процесу. Після проходження речовиною кожного шару каталізатора, температура між полицями змінюється за рахунок виділення тепла під час технологічного процесу, схема

залежності вихідних температур в шарі каталізатора від відкриття заслінок виконавчих органів наведена на рис. 4.

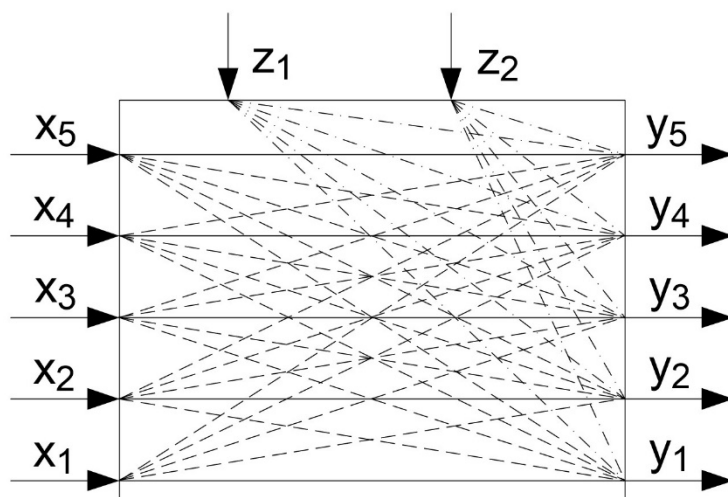


Рис. 4 – Структурна схема взаємозв'язків між параметрами

$x_1, x_2, x_3, x_4$  – степені відкриття виконавчих механізмів на байпасних холодних потоках;  $y_1, y_2, y_3, y_4$  – температура в шарах каталізаторів, керуючі параметри;  $z_1$  – концентрація аміаку на вході;  $z_2$  – співвідношення азоту N та водню H.

Температура між полицями каталізаторів напряду залежить від степені відкриття виконавчих механізмів на байпасних лініях. Збуреннями вважаємо концентрацію аміаку у потоці навантаження на вході, а також співвідношення речовин азоту N та водню H на початку технологічного процесу та між шарами каталізаторів.

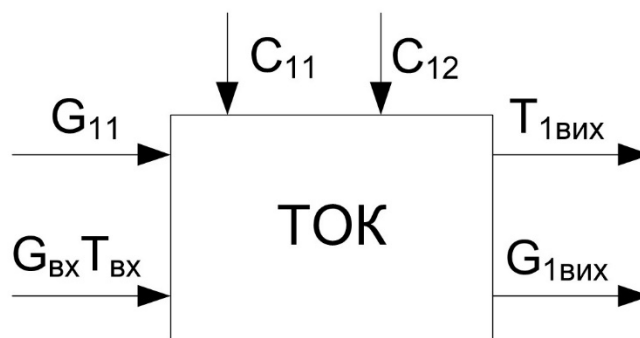


Рис. 5 – Шар каталізатора як об'єкт керування

$C_{11}$  – концентрація аміаку на вході;  $C_{12}$  – співвідношення N та H;  $G_{11}$  – витрата на 1 шарі каталізатора;  $G_{ВХ}$  – витрата на вході в колону синтезу, потік навантаження;  $T_{ВХ}$  – температура речовини на вході;  $G_{1ВІХ}$  – концентрація вихідного потоку після першого шару каталізатора;  $T_{ВІХ}$  – температура вихідного потоку після першого шару каталізатора.

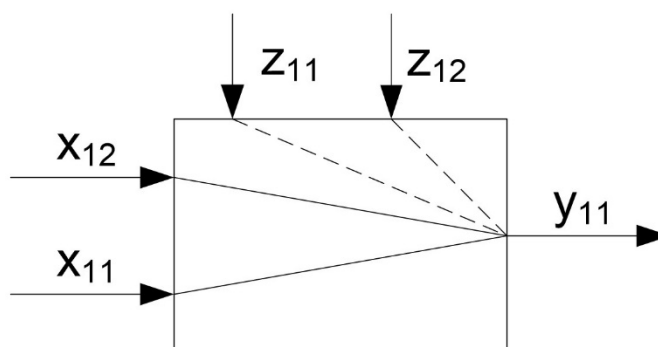


Рис. 6 – Структурна схема взаємозв'язків між параметрами у першому шарі каталізатора

$z_1$  – концентрація аміаку перед проходженням першого шару каталізатора;  $z_2$  – співвідношення азоту N та водню H перед проходженням першого шару каталізатора;  $x_{11}$  – ступінь відкриття виконавчого механізму на потоці навантаження (вхідний потік);  $x_{12}$  – ступінь відкриття виконавчого механізму на байпасному потоці;  $y_{11}$  – температура речовини після першого шару каталізатора.

Температура речовини після першого шару каталізатора напряму залежатиме від степені відкриття виконавчих механізмів для вхідного та

байпасного потоків і співвідношення азоту N та водню H перед проходженням першого шару каталізатора. Маючи математичну модель для кожного шару каталізатору, а також врахувавши взаємозв'язки між шарами, отримано параметричну схему колони синтезу, як об'єкт керування.

### 3. МАТЕМАТИЧНЕ ПРЕДСТАВЛЕННЯ МОДЕЛІ КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	39
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

### 3.1 Постановка задачі для моделювання колони синтезу аміаку

На полицях колони синтезу аміаку відбувається каталітична реакція синтезу аміаку. Суміш речовин азоту і водню по каналу «основного» ходу з витратою  $G_0$ , температурою  $\Theta_0$  і концентрацією азоту  $C_0$  подається на вхід полиці колони синтезу. Для регулювання температурного режиму на полках колони синтезу, частина суміші подається минаючи внутрішній теплообмінник колони синтезу через регулюючі клапани.

Ці потоки називаються «холодними» байпасними потоками. У відповідності з рис. 7. «холодний» байпас з витратою  $G_1$ , температурою  $\Theta$  і концентрацією азоту  $C_1$  подається на вхід полиці колони синтезу через регулюючий клапан 1. На вході полиці колони синтезу ці два потоки змішуються між собою, а на каталізаторі полиці утворюється аміак. Продукти реакції відводяться з колони витратою  $G$ . Концентрація аміаку на виході полиці  $C_1$ . Модель, розроблена для однієї полиці реактора.

Виробництво азотної кислоти є одним із небезпечних видів виробництва сильно діючих кислот. На одній із стадій відбувається процес окиснення аміаку з виділенням оксиду азоту. Окиснення відбувається під дією платинового каталізатора також можливим може бути використання інших каталізаторів наприклад оксид хрому. В присутності каталізатору аміак досить швидко окисляється [1] киснем, при цьому виділяється значна кількість теплоти. Для отримання оксиду азоту використовують трьох шаровий реактор окиснення в якому по чергово пропускають через шари каталізатора аміак змішаний з повітрям. Під дією каталізатору підвищується швидкість реакції, що в подальшому впливає на зміну температури в самому каталізаторі та зміну тиску в об'єкті. Одним із важливих стадій процесу є забезпечення дотримання рівномірного [2] розподілу температури на шарі

					ЛA5114.ДП.00.001ПЗ	40
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

каталізатора і лінійності процесу при переході вихідної речовини до іншого шару.

### 3.2 Структурно-параметрична і розрахункова схеми колони синтезу аміаку

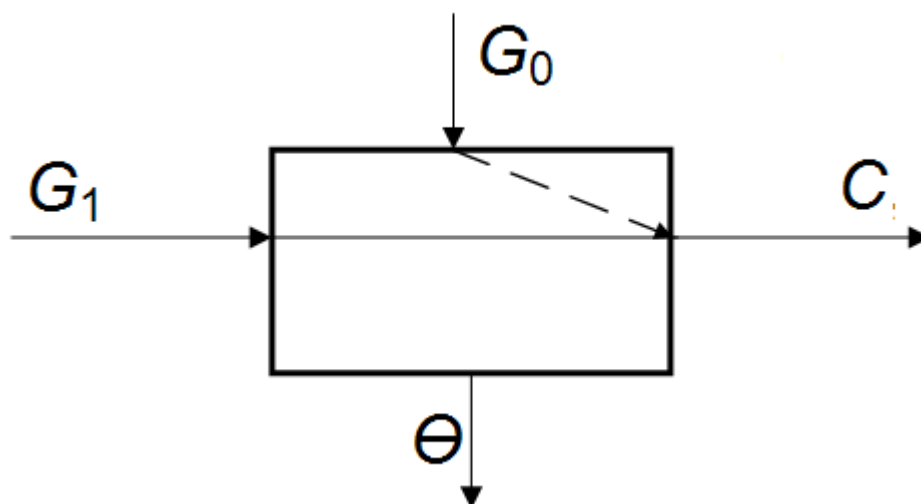


Рис. 7. Параметрична схема колони синтезу аміаку

Регульованим параметром приймемо концентрацію  $\text{NH}_3$  на виході (C) з реактору окиснення аміаку.

Керуючою дією обираємо витрату «холодного» байпасу ( $G_1$ ), який надходить в реактор окиснення аміаку.

За основне збурення приймемо витрату «основного» ходу газової суміші ( $G_0$ ), яка надходить у колону синтезу аміаку.

Проміжним параметром є температура суміші на виході з колони синтезу аміаку ( $\Theta$ ).

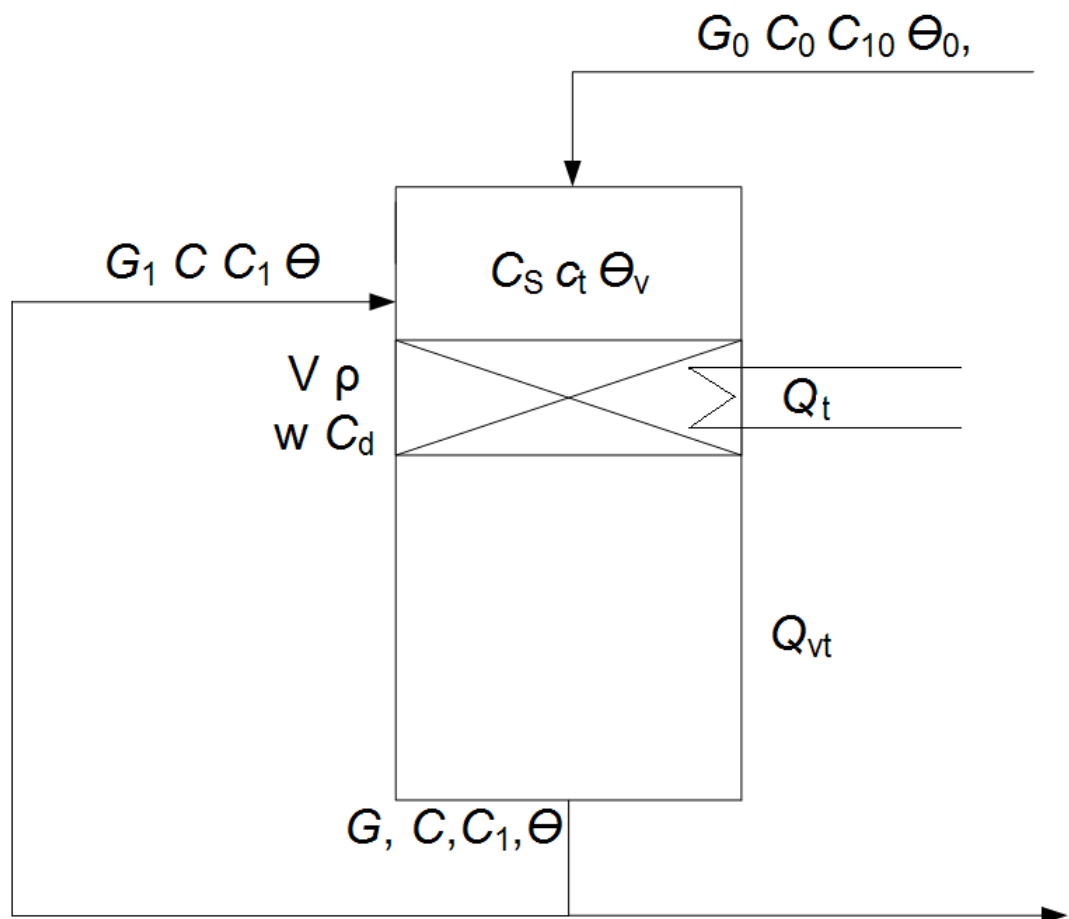


Рис. 8. Розрахункова схема колони синтезу аміаку

$G_0$  – витрата «основного» потоку;

$G_1$  – витрата «байпасного» потоку;

$G$  – витрата на виході з колони синтезу аміаку;

$C_{10}$  – концентрація  $N_2$  на вході в реактор окиснення аміаку;

$C_0$  – концентрація  $H_2$  на вході в реактор окиснення аміаку;

$C_1$  – концентрація  $NH_3$  на виході з реактору окиснення аміаку;

$C$  – концентрація  $H$  на виході з реактору окиснення аміаку;

$C_t$  – питома теплоємність суміші газів;

$C_s$  – концентрація  $N_2$  на вході в полицю реактор окиснення аміаку;

$C_d$  – концентрація  $N_2$  у полиці реактор окиснення аміаку;

$V$  – об'єм

$\rho$  – густина

$q$  – кількість енергії у результаті реакції;

$\Theta_0$  – температура «основного» потоку;

$\Theta$  – температура «байпасного» потоку;

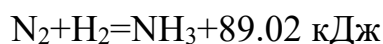
$Q_t$  – втрати температури у теплообміннику;

$Q_{vt}$  – втрати температури у навколишнє середовище;

$w$  – швидкість реакції

При моделюванні статичного та динамічного режимів, приймаємо наступні припущення:

- реакційний об'єм повного перемішування;
- швидкість реакції першого порядку;
- на вхід реакції концентрація та температура не впливають;
- формула реакції на полиці реактору окиснення аміаку



- відсутні втрати на навколишнє середовище;

### 3.3 Моделювання статичного і динамічного режимів роботи колони синтезу аміаку

п/п	Назва параметру	Позначення	Одиниці вимірювання	Числові значення
1	витрата «основного» потоку	$G_0$	кг/год	15000
2	витрата «байпасного» потоку	$G_1$	кг/год	17000
3	витрата на виході з реактору окиснення аміаку	$G$	кг/год	16700
4	концентрація $N_2$ на вході в реактор окиснення аміаку;	$C_{10}$	-	0,45
5	концентрація $H_2$ на вході в реактор окиснення аміаку	$C_0$	-	0



6	концентрація NH <sub>3</sub> на виході з реактору окиснення аміаку	C <sub>1</sub>	-	0,06
7	концентрація Н на виході з реактору окиснення аміаку	C	-	0,69
8	густина газової суміші	ρ	кг/м <sup>3</sup>	1
9	об'єм газової суміші	V	м <sup>3</sup>	700
10	кількість енергії у результаті реакції	q	кДж	904
11	концентрація N <sub>2</sub> на вході у полицю реактору окиснення аміаку	C <sub>s</sub>	-	0,404
12	Коефіцієнт швидкості	K	1/год	36,302
13	Теплоємність NH <sub>3</sub>	C <sub>t</sub>	кДж /кг·К	4.19
14	температура «основного» потоку	θ <sub>0</sub>	К	600
15	температура на виході з реактора	θ	К	800
16	Температура теплообмінника	θ <sub>1</sub>	К	400

Рівняння статичного режиму балансу реактору окиснення аміаку по NH<sub>3</sub>:

$$G_0 C_{10} + G_1 C_1 - G C_1 - V_{pw} = 0, (1)$$

Рівняння статичного режиму балансу реактору окиснення аміаку по температурі:

відсутні втрати на навколишнє середовище:

$$G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_{pw} q - Q_t = 0, (2)$$

присутні втрати на навколишнє середовище:

$$G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_{pw} q - Q_t - Q_{vt} = 0, (3)$$

Рівняння динамічного режиму балансу реактору окиснення аміаку по  $\text{NH}_3$ :

$$G_0 C_{10} + G_1 C_1 - G C_1 - V_p w = V_p \frac{dC_d}{dt}, (4)$$

Рівняння динамічного режиму балансу реактору окиснення аміаку по температурі:

відсутні втрати на навколишнє середовище:

$$G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_p w q - Q_t = V_p \frac{d \frac{(\theta_v + \theta)}{2}}{dt}, (5)$$

присутні втрати на навколишнє середовище:

$$G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_p w q - Q_t - Q_{vt} = V_p \frac{d \frac{(\theta_v + \theta)}{2}}{dt}, (6)$$

Отримаємо систему рівнянь:

відсутні втрати на навколишнє середовище:

$$\begin{cases} G_0 C_{10} + G_1 C_1 - G C_1 - V_p w = V_p \frac{dC_d}{dt} \\ G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_p w q - Q_t = V_p \frac{d \frac{(\theta_v + \theta)}{2}}{dt} \end{cases}, (7)$$

присутні втрати на навколишнє середовище:

$$\begin{cases} G_0 C_{10} + G_1 C_1 - G C_1 - V_p w = V_p \frac{dC_d}{dt} \\ G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + V_p w q - Q_t - Q_{vt} = V_p \frac{d \frac{(\theta_v + \theta)}{2}}{dt} \end{cases}, (8)$$

Перейдемо до концентрації С.

Маємо

$$\frac{C_{10} - C_1}{-4 * \mu_{\text{NH}_3}} = \frac{C_0 - C}{4 * \mu_{\text{H}}}, (9)$$

де  $\mu_{\text{NH}_3} = 17 \text{ г/моль}$ ,

$\mu_{\text{H}} = 1 \text{ г/моль}$

Підставимо у рівняння (6) данні. Маємо

$$\frac{C_{10}-C_1}{-4*17} = \frac{C_0-C}{4*30}, (10)$$

Звідси, так як  $C_0 = 0$ , то

$$C_1 = C + C_{10}, (11)$$

За припущенням швидкість реакції першого порядку, тоді

$$w = K * C_d, (12)$$

Де  $K$  – коефіцієнт швидкості,

$C_d$  – дійсне значення концентрації  $NH_3$ .

$$C_d = \frac{1}{2} (C_s + C_1), (13)$$

де

$$C_s = \frac{G_0 C_{10} + G_1 C_1}{G_0 + G_1}, (14)$$

$$Q_t = K_1 F_1 (\theta - \theta_t), (15)$$

$$Q_{vt} = K_2 F_2 (\theta - \theta_{ns}), (16)$$

Де  $K_1, K_2$  – коефіцієнти втрат тепла;

$F_1, F_2$  – площі поверхонь

$\theta_t$  – температура у теплообміннику

$\theta_{ns}$  – температура навколишнього середовища

$$Q_v = \frac{G_0 \theta_0 + G_1 \theta}{G_0 + G_1}, (17)$$

Підставимо значення (11), (12), (13), (14), (15), (16), (17) у системи рівнянь (7), (8).

відсутні втрати на навколишнє середовище:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_0 C_{10} + G_1 C_{10} - G_1 C - G C_{10} + G C - \frac{1}{2} V p K (C_s - C + C_{10}) = \\ \quad = \frac{1}{2} V p \frac{dC_s}{dt} - \frac{1}{2} V p \frac{dC}{dt} \\ G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + \frac{1}{2} V p q K (C_s - C + C_{10}) - K_1 F_1 (\theta - \theta_t) = \\ \quad = \frac{1}{2} V p C_t \frac{d\theta_v}{dt} + \frac{1}{2} V p C_t \frac{d\theta}{dt} \end{array} \right. , (18)$$

присутні втрати на навколишнє середовище:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_0 C_{10} + G_1 C_{10} - G_1 C - G C_{10} + G C - \frac{1}{2} V p K (C_s - C + C_{10}) = \\ \quad = \frac{1}{2} V p \frac{dC_s}{dt} - \frac{1}{2} V p \frac{dC}{dt} \\ G_0 C_t \theta_0 + G_1 C_t \theta - G C_t \theta + \frac{1}{2} V p q K (C_s - C + C_{10}) - K_1 F_1 (\theta - \theta_t) - \\ \quad - K_2 F_2 (\theta - \theta_{ns}) = \frac{1}{2} V p C_t \frac{d\theta_v}{dt} + \frac{1}{2} V p C_t \frac{d\theta}{dt} \end{array} \right. , (19)$$

### 3.4 Математична модель статики реактора окиснення аміаку с урахуванням зміни температурних режимів

Для дослідження температурного режиму роботи реактора окиснення, а саме статичних характеристик запропоновано побудувати модель статики, яка буде відображати стан об'єкту при зміні температури вхідних потоків, та температури в самому реакторі. Для цього сформуємо рівняння матеріального балансу.

Рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту має вигляд.

$$dq_1 + dq_2 + dq_p = dq_v + dq, \quad (20)$$

де  $dq_1$  – кількість теплоти, що потрапляє в реактор окиснення з першим потоком;  $dq_2$  – кількість теплоти, що потрапляє в колону з другим потоком;  $dq_p$  – кількість теплоти, що утворюється в результаті реакції;  $dq_v$  – кількість теплоти, що накопичується в реакторі об'ємом  $V$ ;  $dq$  – кількість теплоти,

що відводиться з реактора. Запишемо рівняння (20) у технологічних змінних.

$$dq_1 = F_1 C_1 T_1 dt, \quad (21)$$

де  $F_1$  – витрата азоту на вході в реактор, кг/с;  $C_1$  – теплоємність азоту в реакторі по основному ходу, Дж/кг К;  $dt$  – приріс часу, с.  $T_1$  – температура потоку основного ходу на вході в шар каталізатору.

$$dq_2 = F_2 C_2 T_2 dt, \quad (22)$$

де  $F_2$  – витрата азоту на вході в реактор по зворотному ходу, кг/с;  $C_2$  – теплоємність азоту в реакторі по зворотному ходу, Дж/кг К;  $dt$  – приріс часу, с.  $T_2$  – температура потоку зворотному ходу на вході в шар каталізатора К.

$$dq_p = r_p V K (T - T_n) dt, \quad (23)$$

де  $\rho$  – щільність газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона), кг/м<sup>3</sup>;  $V$  – вільний об'єм реактора синтезу, м<sup>3</sup>;  $K$  – швидкість хімічної реакції, 1/с;  $T$  та  $T_n$  – температури потоку азоту на виході та на вході з каталізатора відповідно, К;

$$dq_v = \rho V C_d T, \quad (24)$$

де  $\rho$  – щільність газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона), кг/м<sup>3</sup>;  $V$  – вільний об'єм реактора синтезу, м<sup>3</sup>;  $dT$  – зміна температури на виході з каталізатора, К;  $C$  – теплоємність азоту в реакторі. У разі другого і третього шару каталізатора, концентрація метанолу  $Q_n$  формується в результаті змішування двох потоків  $i$ , відповідно, буде визначатися за формулою:

$$T_n = \frac{(F_1 T_1 + F_2 T_2)}{F_1 + F_2}, \quad (25)$$

Швидкість хімічної реакції  $K$ , залежить від температури процесу. Ця залежність визначається рівнянням Ареніуса:

$$K = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \quad (26)$$

де  $K_0$  – константа швидкості реакції, 1/с;  $E$  – енергія активації реакції, Дж/моль;  $R$  – універсальна газова стала, Дж/моль К;  $T$  – температура реакції, К.

$$dq_v = \rho V T dt, \quad (27)$$

де  $\rho$  – щільність газової суміші в реакторі, кг/м<sup>3</sup>;  $T$  – температури потоку азоту на виході з каталізатора відповідно, К;  $V$  – вільний об'єм реактора синтезу, м<sup>3</sup>; Таким чином, з урахуванням рівнянь (21) – (27) рівняння (20) в технологічних змінних прийме вигляд:

$$F_1 C_1 T_1 dt + F_2 C_2 T_2 dt + \frac{rPV}{RT} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(T - \frac{F_1 T_1 + F_2 T_2}{F_1 + F_2}\right) dt = \frac{PVC}{RT} dT + (F_1 + F) CT dt, \quad (28)$$

Рівняння (27) являє собою нелінійну математичну модель полиці колони синтезу по концентрації метанолу. Змінними величинами в цій моделі є такі параметри:  $F_1$ ,  $T_1$ ,  $F_2$ ,  $T_2$ ,  $T$ ,  $P$ . Проведемо лінеаризацію рівнянь (27) використовуючи розкладання в ряд Тейлора. Виразимо з рівняння (27) постійні величини.

$$F_1 C_1 T_1 + F_2 C_2 T_2 + \frac{rPV}{RT} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(T - \frac{F_1 T_1 + F_2 T_2}{F_1 + F_2}\right) = \frac{PVC}{RT} + (F_1 + F) CT, \quad (29)$$

Рівняння (29) є рівнянням статички або статичною моделлю реактора окиснення по температурі вихідного потоку синтез-газу. Це рівняння може бути використане для знаходження режимних параметрів процесу або для знаходження невідомих параметрів математичної моделі. Рівняння (29) є розмірною математичною моделлю реактора окиснення на шарі каталізатора по концентрації азоту у виробництві азотної кислоти. Зробивши перехід до безрозмірної математичної моделі. Для цього кожний доданок рівняння (29) помножимо і розділимо на номінальне значення відповідної змінної, що дозволить отримати безрозмірну математичну модель. В результаті побудови математичної моделі було досліджено, що

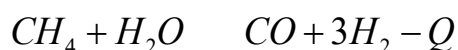
в даному процесі важливим параметром також є тиск в системі, який можливо дослідити за допомогою статичної моделі реактора окиснення.

**4. ОПИС ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ  
ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ АМІАКУ**

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	50
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

#### 4.1 Технологічна схема процесу конверсії метану та його автоматизація

Природний газ із заводського колектору під тиском 1,2 МПа змішується у співвідношенні 10:1 з азотоводновою сумішшю (АВС), що поступає з відділення синтезу аміаку та направляється далі у трубчасту піч 1 (рис. 9), де суміш газів підігрівается димовими газами 400 °С. Потім її направляють в апарат 2 гідрування сіркоорганічних з'єднань до сірководню. Далі природний газ, очищений від сірководню, змішують з водяною парою у співвідношенні пар:газ, що дорівнює 4. Отриману парогазову суміш направляють в підігрівач, розташований в конвективній частині трубчастої печі, де її температура підвищується до 500 – 550 °С за рахунок тепла димових газів. Нагріта парогазова суміш надходить далі в реакційні труби, встановлені в радіаційній камері трубчастої печі, в яких на нікелевому каталізаторі відбувається конверсія природного газу водяною парою. В процесі конверсії метан окислюється в трубчастій печі водяною парою до наступної основної реакції:



Тепло, необхідне для реакції, отримують спалюванням природного газу в міжтрубному просторі печі. Димові гази, що утворюються в результаті згоряння палива в трубчастій печі, викидаються в атмосферу димососом 9. З реакційних труб конвертований газ, що містить близько 10% залишкового метану, при температурі 800 – 830 °С, поступає у змішувач шахтного



реактора 3. Сюди же під тиском 3 МПа подається технологічне повітря, нагріте до 500 °С у конвективній частині трубчастої печі.

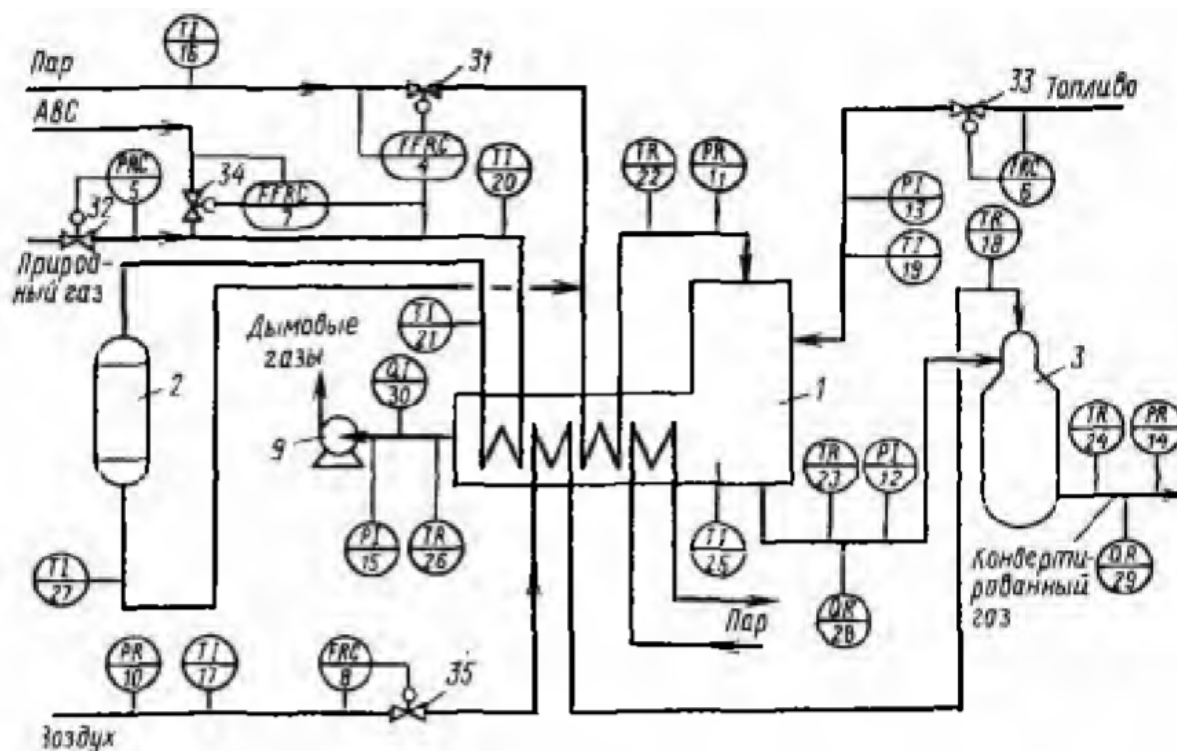
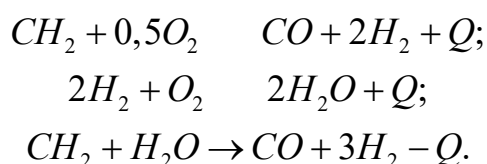


Рис. 9 Технологічна схема і схема автоматизації процесу конверсії метану: 1 – трубчаста піч; 2 – апарат гідрування; 3 – шахтний реактор; 4 – регулятор співвідношення; 5 – регулятор тиску; 6 – регулятор витрати; 7 – регулятор співвідношення; 8 – регулятор витрати; 9 – димосос; 10-15 – датчики тиску; 16-27 – датчики температури; 28-30 – датчики складу; 31-35 – регулюючі клапани.

У шахтному реакторі 3 здійснюється практично повна конверсія метану, що залишився в газі після трубчастої печі, і введення до складу одержуваного технологічного газу азоту, необхідного для стадії синтезу аміаку. У шахтному реакторі протікають наступні основні реакції:



У вільному просторі верхньої частини шахтного реактора частина водню і метану, що містяться в конвертованому газі, що надходить із трубчастої печі, згоряє з киснем повітря. При цьому виділяється тепло, необхідне для ендотермічної реакції залишку метану з водяною парою на нікелевому каталізаторі шахтного реактора. На виході шахтного реактора отримують конвертований газ при температурі 980 – 1000 °С із залишковим вмістом метану  $\approx 0,5\%$ .

### **Автоматизація процесу конверсії метану.**

При здійсненні послідовного двоступеневого процесу конверсії метану, в якому на першому місці протікає парова конверсія (в трубчастій печі), а на другому - пароповітряна (шахтна доконверсія), склад конвертованого газу на виході шахтного реактора визначається складом, тиском і температурою конвертованого газу на виході трубчастої печі.

При збільшенні температури на виході трубчастої печі і співвідношення пар:газ на її вході залишковий вміст метану в газі після неї зменшується. Задане співвідношення пар:газ підтримується регулятором співвідношення 4 шляхом зміни подачі пари за допомогою регулюючого клапана 31. Тиск природного газу стабілізується регулятором 5, який впливає на регулюючий клапан 32 подачі природного газу. Температура на виході трубчастої печі регулюється зміною подачі паливного газу в піч за допомогою регулятора 6 та регулюючого клапана 33. Передбачено також регулювання співвідношення витрат газ:АВС, що подаються в апарат 2, за допомогою регулятора співвідношення 7, що впливає на регулюючий клапан 34 подачі АВС.

Заданий режим в шахтному реакторі 3 підтримують зміну подачі в нього повітря за допомогою регулятора 8 і регулюючого клапана 35. Основними контрольованими параметрами процесу конверсії метану є:

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	53
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

тиск повітря (датчик 10), парогазової суміші на вході в трубчасту піч (датчик 11), конвертованого газу на виході з трубчастої печі (датчик 12), палива (датчик 13), конвертованого газу на виході шахтного реактора (датчик 14) і димових газів перед димососом (датчик 15);

температура пари (датчик 16), повітря на вході трубчастої печі (датчик 17) і шахтного реактора (датчик 18), палива (датчик 19), суміші природного газу і АВС на вході в трубчасту піч (датчик 20) і апарату 3 сіркоочистки (датчик 21), парогазової суміші на вході реакційних труб печі (датчик 22), конвертованого газу на виході печі (датчик 23) і шахтного реактора (датчик 24), димових газів на виході з радіаційної камери печі (датчик 25) і перед димососом (датчик 26), суміші газів на виході апарату 2 (датчик 27);

склад конвертованого газу після трубчастої печі (датчик 28) і шахтного реактора (датчик 29) - вміст метану; димових газів на виході трубчастої печі (датчик 30) - вміст кисню.

#### 4.2 Технологічна схема процесу конверсії оксиду вуглецю та його автоматизація

Процес конверсії оксиду вуглецю описується наступним рівнянням реакції:



Газ, що бере участь у конверсії, містить 12 – 13 % CO, а співвідношення пар:газ складає  $(0,57 \div 0,66) : 1$ . Невелике донасищення газу паром здійснюється в зволожувачі 1 (рис. 10) за рахунок впорскування в газ конденсату. У конверторі 2 першого ступеня, завантаженому середньотемпературним каталізатором, процес проводять при температурі на вході 320 – 380 °С. По мірі проходження через каталізатор температура

парогазової суміші збільшується до 400 – 450 °С, а вміст оксиду вуглецю знижується до 2,5 – 4 %.

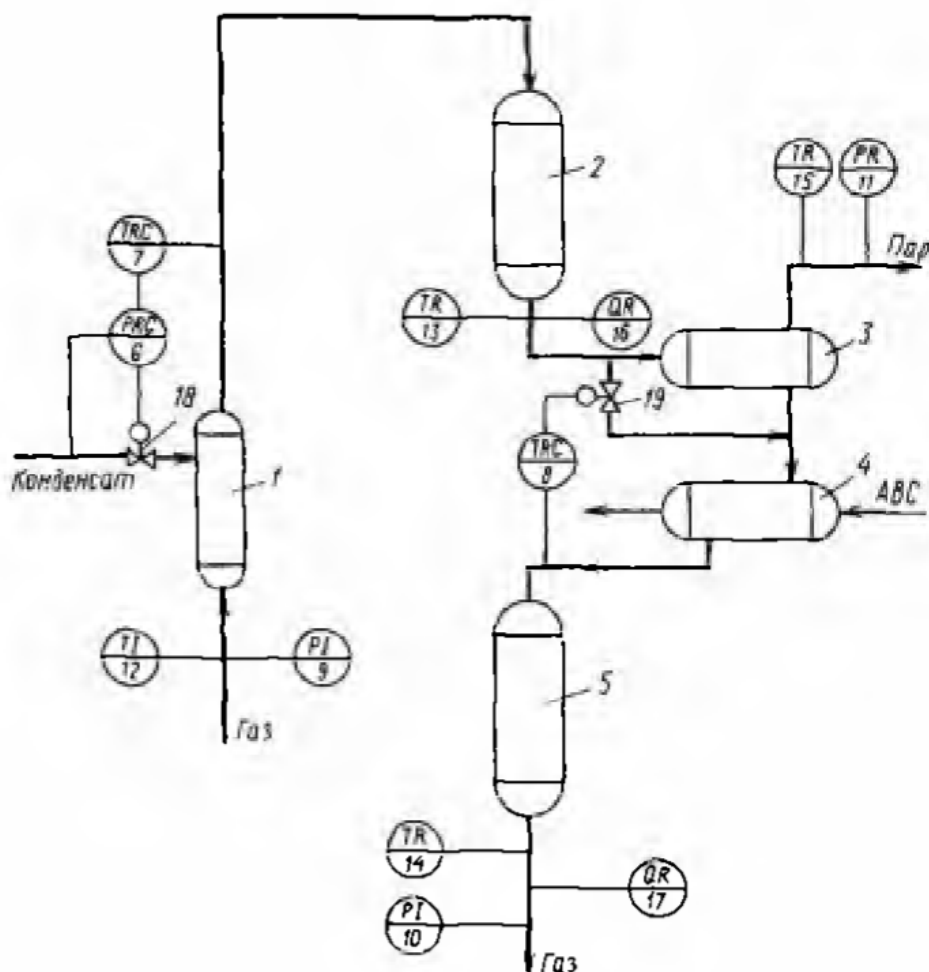


Рис. 10 Технологічна схема і схема автоматизації процесу конверсії оксиду вуглецю: 1 – зволожувач; 2 – конвертор першої полиці; 3 – котел-утилізатор; 4 – теплообмінник; 5 – конвертор другої полиці; 6 – регулятор витрати (FRC); 7,8 – регулятори температури; 9-11 – датчики тиску; 12-15 – датчики температури; 16, 17 – датчики складу; 18, 19 – регулюючі клапани.

З конвертора 2 газ подається в котел-утилізатор 3 (де його тепло використовують для отримання пари), а потім в газовий теплообмінник 4, де відбувається нагрівання газу, що подається на метанування. При цьому парогазова суміш охолоджується до 210 – 220 °С та направляється у конвертор 5 другого ступеню, завантажений низькотемпературним

каталізатором, де відбувається конверсія оксиду вуглецю до залишкового вмісту 0,2 – 0,5 %, а температура на виході збільшується до 240 – 270 °С.

### **Автоматизація процесу конверсії оксиду вуглецю.**

Процес конверсії СО протікає без зміни об'єму, тому тиск не впливає на рівноважний ступінь перетворення. Реакцію бажано проводити при більш низькій температурі. Зменшення залишкового вмісту СО може бути досягнуто зниженням температури і збільшенням концентрації водяної пари у газі. Нижня температурна межа визначається умовами конденсації водяної пари. Кількість конденсату, що подається в зволожувач 1, регулюють за допомогою регулятора витрати 6, що впливає на регулюючий клапан 18, а температуру на вході в конвертор 2 першого ступеню - зміною подачі цього конденсату за допомогою регулятора температури 7. Температуру газу на вході в другу полицю конверсії регулюють байпасуванням частини газу повз котел-утилізатор за допомогою регулятора температури 8 і регулюючого клапана 19. До основних контрольованих параметрів процесу відносяться: тиски газу на вході в зволожувач 1 (датчик 9) і на виході з конвертора 5 (датчик 10) і пари, яку ми одержуємо в котлі-утилізаторі 3 (датчик 11); температури газу на вході в зволожувач (датчик 12), на виході конверторів 2 і 5 (датчики 13 і 14) і пари (датчик 15); вміст СО конвертованого газу після конверторів 2 і 5 (датчики 16 і 17).

### **4.3 Технологічна схема процесу синтезу аміаку та його автоматизація**

Азотоводневу суміш (АВС), яка містить також 0,3% Ar і до 1% CH<sub>4</sub>, стискають у чотирьохступінчатому центробіжному компресорі до тиску 31,5 МПа і після охолодження в повітряному холодильнику до 40 °С направляють в конденсаційну колону 1 (рис. 11) агрегата синтезу аміаку. Барботуючи

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	56
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

через шар рідкого аміаку, вона промивається від слідів вологи та діоксиду вуглецю і змішується з циркуляційним газом в сепараційній частині колони. Суміш газів, охолоджуючи циркуляційний газ в міжтрубному просторі, нагрівається до 35 – 45 °С і виходить з конденсаційної колони у виносний теплообмінник 2.

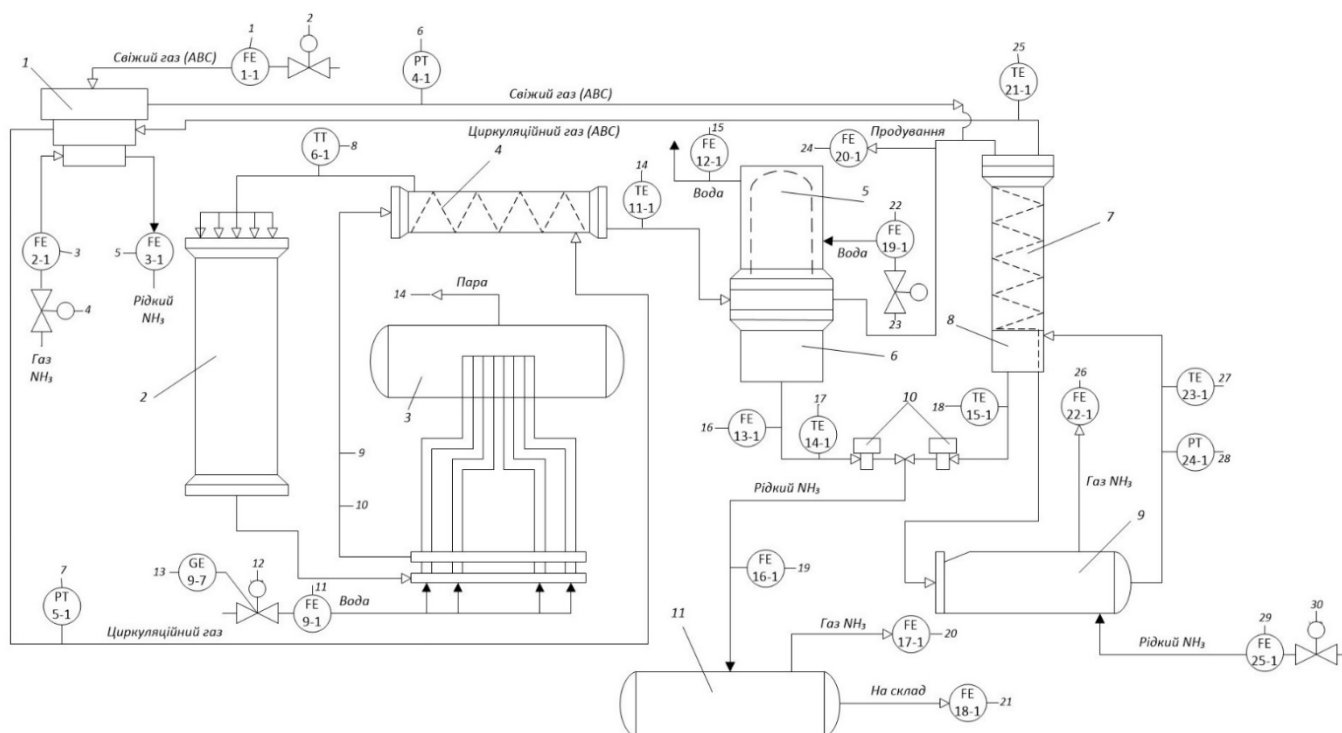


Рис. 11 Схема виробництва аміаку:

1 — компресори; 2 — колона синтезу; 3 — котел-утилізатор; 4 — нагрівальний теплообмінник; 5 — водяний конденсатор; 6,8 — сепаратори; 7 — холодний теплообмінник; 9 - випарник; 10 — магнітні фільтри; 11 — збирач.

У міжтрубному просторі теплообмінника газ нагрівається до 140 – 190 °С (зустрічним газом, що йде по трубах) і направляється в колону синтезу 3. Перед колоною синтезу газова суміш, яка містить 3,3%  $\text{NH}_3$ , розділяється на декілька потоків. Основний потік направлений в нижню частину колони синтезу, підіймається по кільцевому проміжку між корпусом колони і каталізаторною коробкою та поступає в теплообмінник, розміщений над нею.

У міжтрубному просторі теплообмінника газ нагрівається до 400 – 440 °С за рахунок теплообміну з газом, що виходить з каталізаторної коробки, і поступає в каталізаторну зону, де відбувається утворення аміаку з азотоводневої суміші. Після послідовного проходження чотирьох шарів каталізатора, газова суміш, що містить 14 – 16 % аміаку, при температурі 480 – 530 °С підіймається по центральній трубі вгору, проходить по трубкам підігрівача теплообмінника, де охолоджується до 335 °С і виходить з колони синтезу.

Далі газова суміш проходить по трубкам підігрівача води 4, охолоджуючись там до 215 °С, а потім — по трубкам виносного теплообмінника 2, охолоджуючись до 60 – 75 °С, поступає в апарати повітряного охолодження 5. Синтез аміаку з азоту та водню описується оборотною екзотермічною реакцією:



Реакція протікає зі зменшенням об'єму і виділенням тепла, тому вихід аміаку збільшується при підвищенні тиску і зниженні температури. Аміак, що сконденсувався при охолодженні газової суміші до 30 – 40 °С, відокремлюється в сепараторі 6 та збирається у збірнику аміаку. Газову суміш, що містить 10 – 12 % аміаку, направляють із сепаратора в циркуляційний компресор 7, де дожимають до 31,5 МПа і подають в другу конденсаційну систему, що складається з конденсаційної колони 1 і випарника рідкого аміаку 8. Газ вводять зверху в міжтрубний простір конденсаційної колони. Тут він охолоджується газом, що йде по трубках, до 20 – 25 °С і поступає у випарник, де охолоджується до -5 – 0 °С аміаком, що кипить у міжтрубному просторі при температурі -12 °С. Суміш охолодженого циркуляційного газу та аміаку, що сконденсувався, подають в

сепараційну частину конденсаційної колони, де рідкий аміак відділяється від газу.

Циркуляційний газ змішують з азотоводновою сумішшю, та цикл повторюється. Рідкий аміак з конденсаційної колони 1 при температурі мінус 5 — мінус 2 °С дроселюється до 2 МПа та відводиться у збірник аміаку. Метан та аргон (інертні газы), що містяться у початковій газовій суміші, накопичуються у циклі синтезу. Для підтримання на певному рівні концентрації інертних газів частину циркуляційного газу постійно виводять із системи продуванням.

Продувний газ під тиском 29,5 МПа направляють у конденсаційну колону 9, де він проходить по міжтрубному простору теплообмінника і поступає в трубки випарника 10, в міжтрубному просторі якого кипить аміак при -34 °С. Продувний газ, охолоджений до -28 °С, повертають у сепараційну частину конденсаційної колони 9 для відокремлення рідкого аміаку і направляють на використання, вміст аміаку в продувному газі після охолодження знижується до 2%. Рідкий аміак з конденсаційної колони 9 дроселюється до 2 МПа і направляється у збірник аміаку.

#### **Автоматизація процесу синтезу аміаку.**

Ефективність процесу синтезу аміаку в значній мірі визначається створенням в зоні каталізу оптимального температурного режиму, який залежить від складу, тиску, об'ємної швидкості циркуляційного газу і властивостей каталізатора. Якщо температурний режим, кількість продувних газів та інші параметри забезпечують задану продуктивність по аміаку, то знижений тиск свідчить про хорошу роботу системи синтезу аміаку. Швидкість реакції синтезу аміаку залежить від складу газової суміші. Оптимальним складом при рівновазі є стехіометричний. Максимальна швидкість реакції в робочих умовах спостерігається при співвідношенні

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	59
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		



$H_2:N_2 = 2,5 - 2,8$ , яке підтримується на заданому рівні зміною витрати повітря на стадії конверсії метану. Збільшення вмісту аміаку в газі на вході в реактор призводить до збільшення тиску (так як знижується швидкість реакції синтезу), а зменшення початкової концентрації аміаку до більш високих ступенів перетворення і відповідно до зниження тиску в системі.

При підвищенні тиску температура в реакторі підвищується, так як зростає ступінь перетворення і, відповідно, тепловиділення, що йде на підвищення температури. При надходженні надмірної кількості свіжого синтез-газу відбувається зростання тиску і, відповідно, підвищення температури в зоні каталізу.

Зменшення вмісту інертних газів на вході в реактор призводить до підвищення швидкості процесу і ступеню конверсії, в результаті чого температура в реакторі підвищується. Постійний тиск в циклі підтримується регулятором тиску 11 шляхом зміни витрати продувного газу за допомогою регулюючого клапана 37. Склад свіжого газу регулюється на попередніх стадіях виробництва. Температуру газу на вході в колону синтезу підтримують постійною за допомогою регулятора 12 температури, що впливає на регулюючий клапан 38 подачі холодного газу по байпасній лінії повз виносного теплообмінника. Температурний режим в колоні синтезу підтримують на кожній полиці регуляторами температури 13-16 шляхом автоматичної подачі холодного газу на полиці за допомогою регулюючих клапанів 39-42.

Важливими вузлами регулювання є вузли видачі рідкого аміаку з конденсаційних колон 1 і 9 і з сепаратора 6 за допомогою регуляторів рівня 17-19 і регулюючих клапанів 43-45. Передбачено також автоматичне підтримання сталості рівнів у випарниках рідкого аміаку за допомогою регуляторів 20 і 21 та регулюючих клапанів 46 і 47. Для здійснення функцій

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	60
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

контролю основних технологічних параметрів передбачена установка ряду контрольно-вимірювальних приладів. Найважливішими є прилади для вимірювання: температур поверхні стінки колони (датчик 22), газу на виході колони (датчик 23), свіжої азотоводневої суміші (датчик 24), циркуляційного газу на вході в виносної теплообмінник, газоподібного аміаку на виході випарників (датчики 25 і 26); тисків свіжої азотоводневої суміші (датчик 27), рідкого і газоподібного аміаку (датчики 28-30); витрат свіжої азотоводородной суміші (датчик 31), продувного газу (датчик 32), циркуляційного газу (датчик 33); складу циркуляційного (датчика 34), свіжого (датчик 35) і продувочного (датчик 36) газів.

#### 4.4 Керування аміакопроводом та його автоматизація

Послуги із транспортування аміаку на великі відстані по трубопроводах набули поширення нещодавно. Його перевага (особливо при великих обсягах поставок споживачам) полягає в низькій собівартості, безперебійності, малих втратах продукту, можливості високого ступеню автоматизації. Послуги із транспортування аміаку по трубопроводу вигідніше, ніж транспортування еквівалентної кількості природного газу; УІО в 7 разів дешевше, ніж перевезення аміаку залізничним транспортом і в 8 разів дешевше, ніж автомобільним.

Перший радянський магістральний аміакопровід - один з найбільших в світі. Його протяжність 2417 км; діаметр труб на основній ділянці (Тольятті-Одеський припортовий завод) довжиною 2203 км складає 356 мм, а на відгалуженні до Горлівки - 273 мм. Траса аміакопроводу обрана з урахуванням максимально можливого використання коридорів трас магістральних газо- і нафтопроводів, віддалення від великих міст і транспортних вузлів, обходу заповідних територій, родовищ корисних копалин і районів з несприятливими інженерногеологічними умовами.

					ЛАЗ114.ДП.00.001ПЗ	61
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

На трасі аміакопроводу розташовані одна кінцева, дві головні та дванадцять перекачувальних насосних станцій. Продуктивність насосів - 570 м<sup>3</sup>/год, тиск на трасі - 1,5 МПа, на нагнітанні - не більше 8,3 МПа для основної ділянки і не більше 10 МПа - для відгалуження. На основній ділянці аміакопроводу розташовано 400 постів секціонування з запірними вентилями. На трасі аміакопроводу розташовано 30 роздавальних станцій, кожна з яких має два горизонтальних сховищ ємністю по 100 м<sup>3</sup> при робочому тиску в сховищах 2,0 МПа. Сховища призначені для прийому рідкого аміаку з аміакопроводу і видачі його одночасно в дві автоцистерни (до 20 т/год).

### **Автоматизація аміакопроводу.**

Аміакопровід є складною технологічною системою, що вимагає застосування швидкодіючих схем контролю та управління на базі сучасних приладів і керуючих обчислювальних машин. Основним завданням системи керування аміакопроводом є забезпечення транспортування заданої кількості рідкого аміаку, а також попередження, виявлення та ліквідація витоків рідкого аміаку в разі розщільнення трубопроводу. З цією метою всі головні і проміжні насосні станції, власне трубопровід і кінцеві пункти аміакопроводу оснащені необхідною кількістю автоматичних регуляторів, контрольно-вимірювальних приладів, пристроїв аварійно-попереджувальної сигналізації та захисних блокувань.

На насосних станціях в електротехнічних модулях є щити з приладами контролю і регулювання. Саме тут в спеціальному приміщенні, де розташований щит керування, розміщені пристрої телемеханіки, що забезпечують передачу сигналів від датчиків, встановлених в насосній станції, в центральний пункт управління (ЦПУ). Ці ж пристрої телемеханіки забезпечують прийом телекоманд, що посилаються з ЦПУ. Пуск насосної станції та апробування насосних агрегатів здійснюють з місцевих щитів.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	62
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Однак управління з місцевих щитів можливо тільки в тому випадку, якщо з ЦПУ отримана роздільна телекоманда. Управління аміакопроводом при нормальній роботі, контроль і управління роботою насосних станцій, лінійних постів секціонування, завдання регуляторам на насосних станціях, контроль станцій катодного захисту здійснюються з пульта з ЦПУ, розташованого на території заводу в м. Тольятті. ЦПУ оснащений двома ЕОМ; одна з них працює, а інша знаходиться в «гарячому» резерві і автоматично включається в роботу при виході з ладу працюючої ЕОМ. Інформація, що надходить в ЦПУ, відтворюється на екранах кольорових дисплеїв і на друкуючих пристроях. Крім того, на пульті передбачені вбудована мнемосхема з сигналізацією відхилень від нормальної роботи по окремих ділянках аміакопроводу і шість реєструючих приладів, на які може бути виведена реєстрація будь-якого параметра.

Оператор з ЦПУ здійснює управління аміакопроводом подачею команд за допомогою клавіатури дисплея, а також за допомогою телефонного та телетайпного зв'язку. ЕОМ реалізує індикацію та реєстрацію параметрів; контроль зміни стану обладнання та порогів обмежень значень параметрів; розрахунок і друк матеріальних балансів; розрахунок відхилення тиску і витрат (виявлення витоків); контроль катодного захисту.

На рис. 12 показана принципова схема автоматичного регулювання головної насосної станції. Тут регулюється задана кількість рідкого аміаку, що надходить в аміакопровід. Потік аміаку заміряють за допомогою турбінного лічильника. Регулятор витрати 3 впливає на регулюючий клапан 6, встановлений на лінії нагнітання насоса 1. Витрата аміаку автоматично коригується датчиком щільності 2. Робота регулятора 3 коригується по тиску на лінії всмоктування насоса 1 з метою підтримки необхідного тиску. Команди регулятора 3 і датчика тиску 8 можуть бути автоматично скасовані датчиком 7 тиску рідкого аміаку на лінії нагнітання.



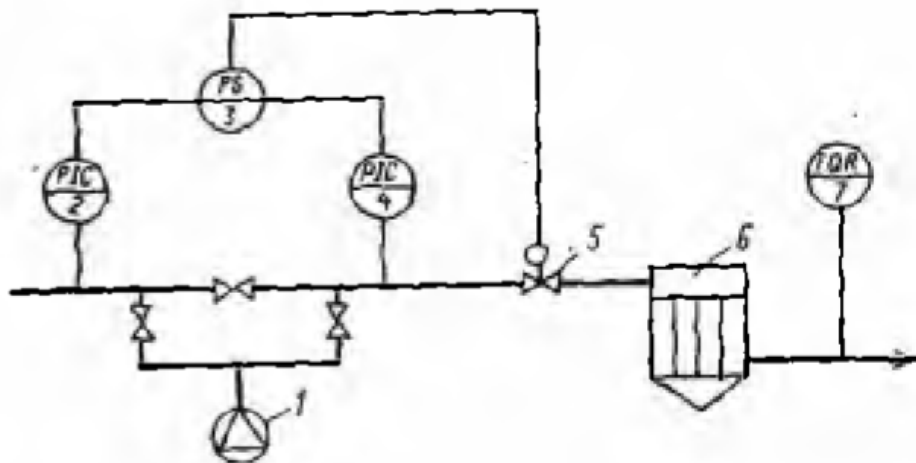


Рис 13 Принципова схема автоматичного регулювання проміжної насосної станції: 1 – насос; 2 – датчик щільності; 3 – реле вибору сигналу; 4 – регулятор тиску; 5 – регулюючий клапан; 6 – фільтр; 7 – лічильник.

На рис. 14 приведена принципова схема автоматичного регулювання потоку рідкого аміаку в кінцевому пункті його видачі з магістрального аміакопроводу. Необхідну кількість рідкого аміаку, що видається з магістрального трубопроводу в кінцевому пункті, автоматично підтримують в заданому діапазоні за допомогою регулятора витрати 1, який автоматично коригується датчиком щільності 6. Регулятор тиску 2, впливаючи на регулюючий клапан 5, підтримує заданий тиск аміаку в трубопроводі. У разі підвищення тиску аміаку в результаті зменшення його відбору спрацьовує реле 3 вибору сигналу і включає регулятор тиску 4, який, впливаючи на клапан 5, зменшує надходження аміаку в пункт видачі.

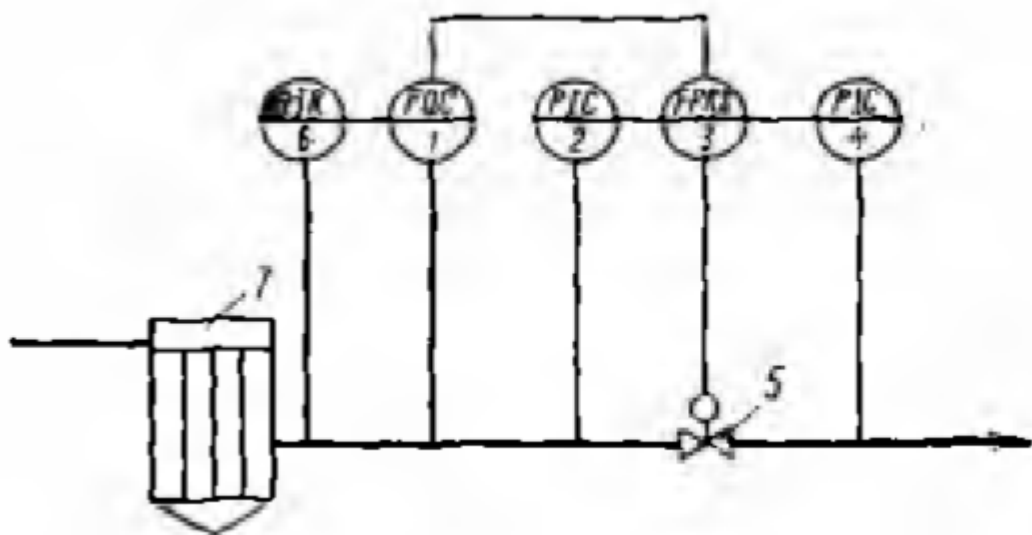


Рис. 14 Принципова схема автоматичного регулювання потоку аміаку в кінцевому пункті: 1 - регулятор витрати; 2, 4 - регулятори тиску; 3 - реле вибору сигналу; 5 - регулюючий клапан; 6 - датчик щільності; 7 – фільтр

## 5. Охорона праці

Відповідно до закону України “Про охорону праці”, прийнятому у 1993 році, на все нове обладнання, що розробляється необхідно розробляти безпечні умови для обслуговуючого персоналу. Тому питання безпеки та покращення умов праці разом з підвищенням продуктивності та продукції, що випускається, є визначальними. Згідно до теми дипломного проекту “Автоматизація технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску,, , було розроблено схему автоматизації та запропоновано впровадити нові технічні засоби керування та регулювання даного процесу. Це дозволяє інтенсифікувати виробництво, підвищити якість вихідної продукції, збільшити швидкість та потужність машин, що сприяє зменшенню затрат праці на одиницю продукції, але в свою чергу, підвищує нервово-психічне навантаження на операторів, збільшує частоту нещасних випадків і професійних захворювань. Проектом розроблені заходи, що гарантують безпеку обслуговуючого персоналу на стадії експлуатації приладів та засобів автоматизації, щитових пристроїв системи у відповідності з Державними актами, що забезпечують виконання Закону України “Про охорону праці”. У кожному виробничому підрозділі організації є нормативно-технічна документація, що встановлює порядок і умови безпечного ведення виробничого процесу. Перелік зазначеної технічної документації для кожного робочого місця затверджується технічним керівництвом організації. Оскільки керуванням процесу займається оператор, розглянемо можливі небезпечні фактори та засоби захисту саме для даного працівника виробництва. При обслуговуванні системи автоматизації, оператор знаходиться в операторській. Площа операторської 48 м<sup>2</sup>, висота 3 м, у операторській працюють 2 оператори. На одного працюючого приходить 24 м<sup>2</sup> площі та 72 м<sup>3</sup> повітря.

					ЛA5114.ДП.00.001ПЗ	67
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		



На робочому місці оператора можливі наступні шкідливі та небезпечні виробничі фактори:

- Повітря робочої зони;
- Освітленість;
- Електробезпека;
- Пожежна безпека.

Необхідно проаналізувати можливі небезпечні і шкідливі виробничі фактори і розробити необхідні міри для їх усунення.

Повітря робочої зони.

Для забезпечення нормальних умов праці, повітря має відповідати наступним метрологічним умовам:

- 1) Температура повітря, °С:
  - Холодний період року – 18...20 °С.
  - Теплий період року – 21...23 °С.
  - Фактичні метрологічні умови – 18...20 °С.
- 2) Відносна вологість повітря, %:
  - Холодний період року – 40...60 %.
  - Теплий період року – 40...60 %.
  - Фактичні метрологічні умови – 40...60 %.
- 3) Швидкість руху повітря, м/с:
  - Холодний період року – 0,2 м/с.
  - Теплий період року – 0,3 м/с.
  - Фактичні метеорологічні умови – 0,1 м/с.

Отже видно, що фактичні метеорологічні умови задовольняють допустимим нормам ДСНЗ.3.6.042-99.

### Освітленість

Згідно ДБНВ 2.5.28 -2006, робота з обслуговування обладнання відноситься до VI розділу підрозділу «а», тобто загальне спостереження за технологічним процесом. При цьому робоче місце оператора повинно мати освітленість робочої зони  $E_{\text{нор}} = 200$  лк. Щоб робоче місце відповідало нормам освітленості вибираємо лампи ЛПП04, світловим потоком  $F = 10000$  лм, кількість ламп для нашого приміщення оберемо  $N = 16$ , фактична освітленість буде  $E_{\text{ф}} = 250$  лк, що задовольняють вимоги ДБНВ 2.5.28-2006,  $E_{\text{нор}} = 200$  лк.

### Електробезпека

Приміщення операторської відноситься до приміщень з підвищеною небезпекою по ступеню ураження електричним струмом, так як працівники мають справу з металевими корпусами електроустаткування та приладів, а також струмопровідних поверхонь. У операторській встановлені прилади, що працюють під напругою 220 В, частотою 50 Гц. Мережа з ізольованою нейтраллю.

У операторській при експлуатації електроустаткування і приладів можлива поява небезпеки поразки електричним струмом у наслідок наступних причин:

- 1) ушкодження струмопровідних ліній електрокабелів, порушення ізоляції і заземлення щитів, пультів і електроустаткування;
- 2) неправильна експлуатація переносного освітлення;

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	69
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

- 3) порушення правил електробезпеки при експлуатації електричного устаткування і освітлення (спроби самовільного усунення несправностей, заміни світильників);
- 4) робота на несправному устаткуванні;
- 5) дотик до відкритих проводок струмопровідних частин;
- 6) пробій на установці (напруга дотику);
- 7) крокова напруга;
- 8) електрична дуга.

До заходів щодо захисту від ураження електричним струмом відносяться:

1) Ізоляція в електроустановках.

Ізоляція – шар діелектрика, яким покривають поверхню струмоведучих елементів, або конструкція з непровідного матеріалу, за допомогою якої струмоведучі частини відокремлюються від інших частин електрообладнання.

Використовується ізоляція двох видів (робоча та додаткова).

Робоча ізоляція - електрична ізоляція струмоведучих частин електроустановки, що забезпечує її нормальну роботу і захист від поразки електричним струмом.

Додаткова ізоляція - електрична ізоляція, передбачена додатково до робочої ізоляції для захисту від ураження електричним струмом в разі ушкодження робочої ізоляції. Опір ізоляції має бути не менше 0,5 МОм.

2) Орієнтація в електроустановках.

Засоби орієнтації дозволяють персоналу орієнтуватися при виконанні робіт і застерігають його від помилкових дій. Орієнтацію забезпечує маркіровка частин електрообладнання.

3) Захисне заземлення в аварійному режимі.

Є ефективним методом захисту при живленні електрообладнання від електричних мереж напругою до 1000 В з ізолюючою нейтраллю. Дія заземлення ґрунтується на зниженні напруги дотику, що досягається за рахунок малого опору заземлення в електроустановках з ізолюючою нейтраллю, за наступною схемою.

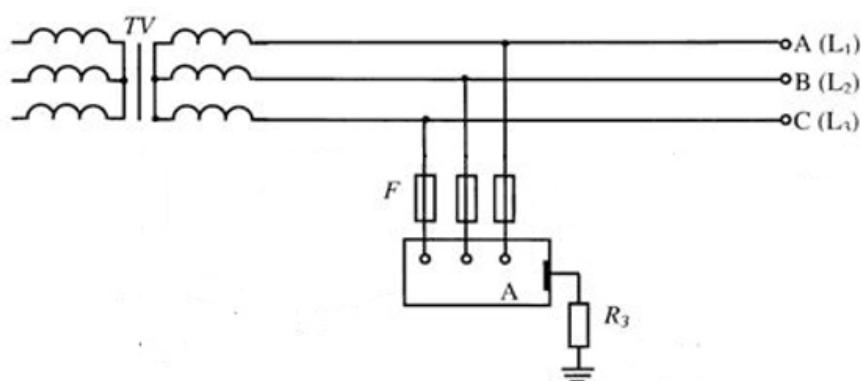


Рис.15 Схема захисного заземлення

Захист від високого потенціалу і статичної електрики виконуються шляхом приєднання на вводах у будівлі усіх металевих трубопроводів та металевих частин будівельних конструкцій до пристрою заземлення.

Проектом прийнята система заземлення TN-C-S з роздільним нульовим робочим «N» і нульовим захисним «PE» провідниками, працюючими роздільно по всій мережі живлення і об'єднаних між собою в щиті 0,4 кВ «ЩК».

Для захисного заземлення відкритих провідних частин електрообладнання використовується самостійний нульовий захисний провідник «PE» третій в однофазній мережі і п'ятий в трифазній мережі.

Пожежна безпека

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	71
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

В операторській при короткому замиканні може відбутися загорання кабелів, з виділенням диму і отруйних речовин.

Категорія цеху випарювання за класифікацією вибухо- та пожежонебезпечних приміщень відноситься до класу – В, ступінь вогнестійкості клас – ІІ.

Допустима відстань від найбільш віддаленого робочого місця до найближчого евакуаційного виходу – 7,5 м. Найбільша допустима площа поверху між протипожежними стендами при кількості поверхів в будівлі - 2 буде нараховувати 2000 м.кв.

Основними причинами виникнення пожежі можуть бути:

- 1) порушення елементарних правил пожежної безпеки;
- 2) несправність електроустаткування, електромереж;
- 3) порушення електротехнічних правил;
- 4) загоряння газів;

Для здійснення безпеки обслуговуючого персоналу при експлуатації технічних засобів автоматичної пожежної сигналізації і виконанні ремонтних робіт передбачено:

- використання пожежних сповіщувачів згідно умов їх експлуатації;
- гучномовне оповіщення персоналу про пожежу;
- світлозвукове оповіщення персоналу про пожежу.

При виникненні пожежі необхідно терміново викликати пожежну охорону, відвести в безпечне місце людей та, по можливості, ізолювати горючі матеріали від джерела вогню, і приступити до гасіння пожежі засобами пожежогасіння (вогнегасники, пісок, лопата, багор, відро), дотримуючись правил техніки безпеки.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	72
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Цех оснащується первинними засобами пожежогасіння (вогнегасники, лопата, ящик з піском, багор, відро), що розташовані на пожежному щиті. Засоби пожежогасіння повинні відповідати вимогам “Інструкції по утриманню та застосуванню засобів пожежогасіння на підприємствах”.

Для гасіння електропроводок і електроустаткування під напругою передбачені порошкові вогнегасники ОПС–10 – 2 шт., також є вуглекислотні вогнегасники ОУ–5 2 шт. Приміщення операторської обладнане електричною системою. Датчики – сповіщувальні типу ДЛТ з’єднані з прийомною станцією по променевій системі. При підвищенні температури легкозаймистий шар, що з’єднує кінці двох пружних дротів, розплавляється, розривається електричний ланцюг і спрацьовує сигналізація. Також у операторській передбачений прямий телефонний зв’язок з пожежною охороною підприємства.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	73
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

## Висновок

При виконанні дипломного проекту розглянуто автоматизацію технологічного процесу синтезу аміаку середнього тиску.

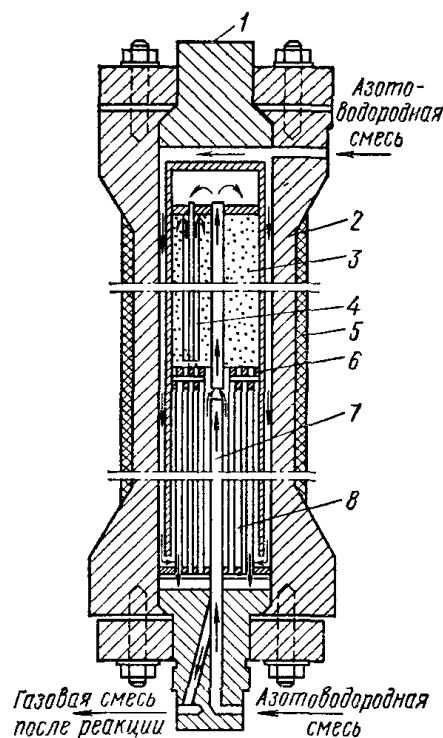
Сучасне виробництво аміаку складається з двох стадій приготування АВС і перетворення її в аміак, представляючи єдину енерготехнологічну схему, в якій поєднуються операції отримання АВС, її очищення та синтезу аміаку, а також ефективно використовуються теплові ефекти всіх стадій процесу, що дозволяє в кілька разів знизити витрати електроенергії.

Промислові хімічні реактори відрізняються великою конструктивною різноманітністю. На конструкцію хімічного реактора і пов'язаного з ним устаткування для фізичних процесів вирішальним чином впливає характер проведеної в ньому реакції. Наприклад, якщо реакція протікає з достатньою швидкістю лише при високій температурі і тиску, слід виконати реактор у вигляді циліндра з товстими стінками і включити в технологічну схему машини і апарати для стиснення і нагрівання газової реакційної суміші. Якщо реакція протікає на катализаторі, необхідне застосування апаратів для ретельного очищення реакційної суміші від речовин, отруюючих катализатор. Якщо реакція оборотна і, отже, протікає не повністю, потрібна апаратура для безперервного виділення продукту з циркулюючої в системі реакційної суміші і повернення непрореагованих речовин в реактор.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	74
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

Сучасні схеми синтезу аміаку - циркуляційні, тобто частина азотоводневої суміші безперервно перетворюється в колоні синтезу в аміак, який і виводиться з установки. У циркуляційних газах зростає вміст інертних домішок - аргону, гелію, криптону, ксенону, що знижує швидкість реакції, а отже, і техніко-економічні показники процесу. Тому частина циркуляційних, так званих продувних газів безперервно виводиться з циклу.

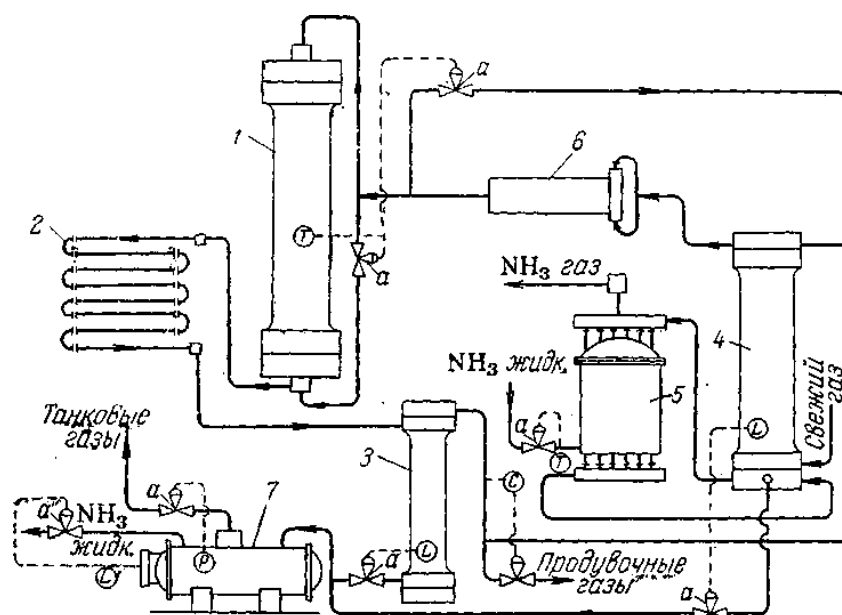
### Додаток



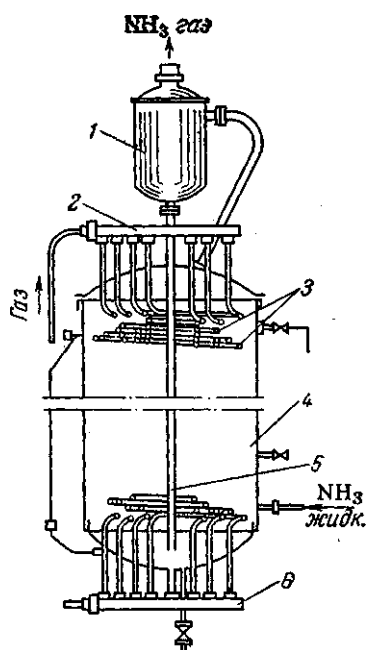
Колона синтезу аміаку під середнім тиском:

1 — кришки; 2 — корпус колони; 3 — каталізаторна коробка; 4 — теплообмінні труби; 5 — теплова ізоляція; 6 — колосникова решітка; 7 — центральна труба; 8 — теплообмінник

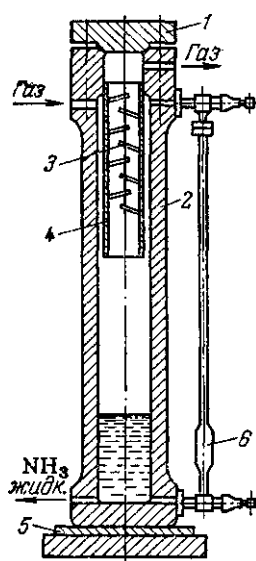




Агрегат синтезу аміаку з автоматичним керуванням: 1—колона синтезу; 2—водяний конденсатор; 3—сепаратор рідкого аміаку; 4—конденсаційна колона; 5—випарник; 6—центробіжний циркуляційний компресор; 7—газовіддільник; а—регулюючий клапан; Г—вимірювачі температури; L—вимірювачі рівня; P— вимірювач тиску; C—регулятор вмісту.



Аміачний конденсатор: 1 – збирач крапель рідкого аміаку; 2 – колектор для входу охолоджуваного газу; 3 – змійовики; 4 – корпус; 5 – труба для зливу рідкого аміаку з краплевіддільника; 6 – колектор для виходу охолодженого газу.



Вертикальний сепаратор рідкого аміаку: 1 – кришка; 2 – корпус; 3 – відбійники; 4 – внутрішній циліндр; 5 – плита; 6 – буйкова камера

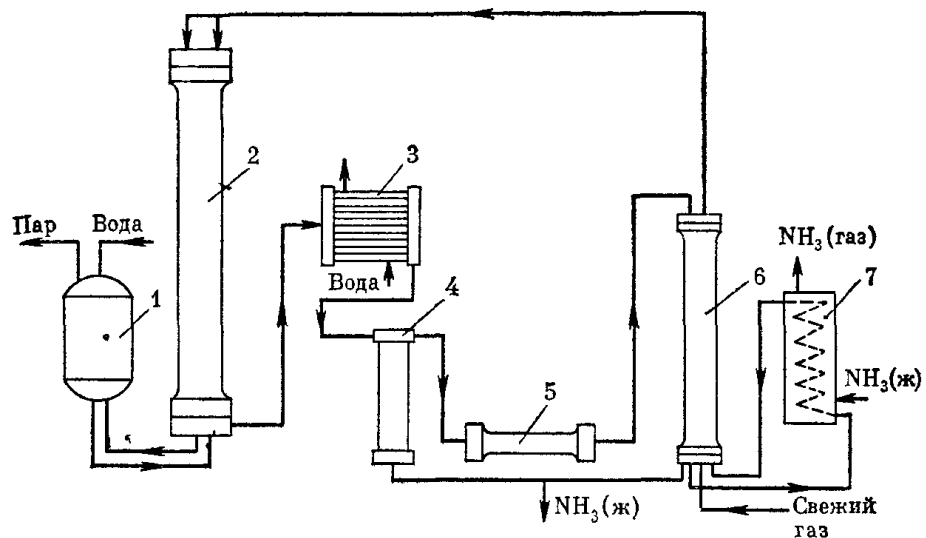


Схема установки для синтеза аміаку під середнім тиском: 1 – паровий котел; 2 – колона синтезу; 3 – водяний холодильник; 4 – сепаратор; 5 – турбоциркуляційний компресор; 6 – конденсаційна колона; 7 – випарник

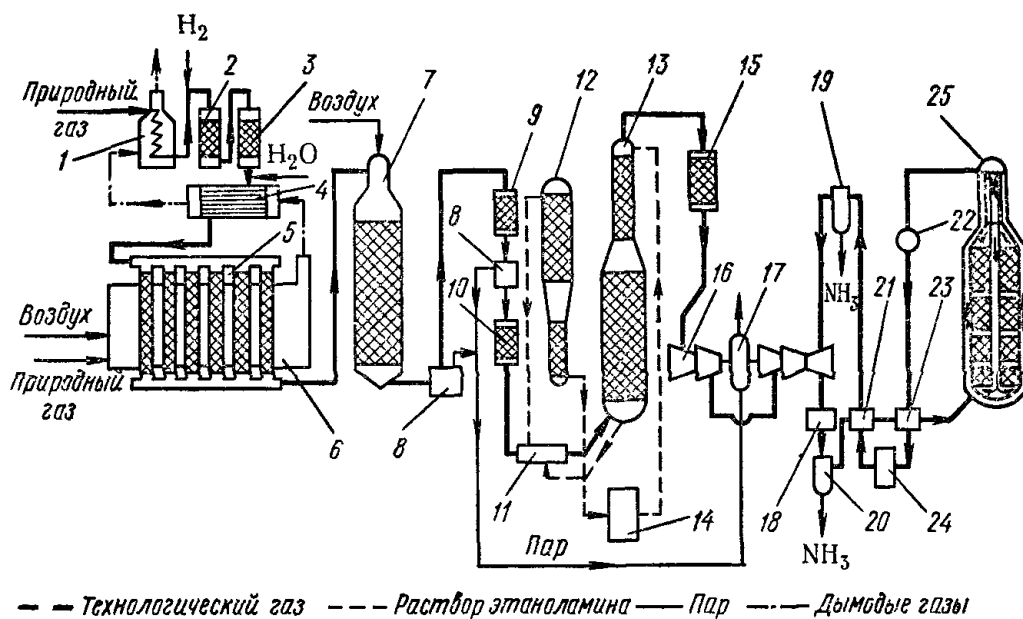


Схема виробництва аміаку: 1 – підігрівач природного газу; 2 – реактор гідрування органічної сірки; 3 – адсорбер сірководню; 4 – теплообмінник; 5 – трубчаста піч — конвертор метану; 6 – топка; 7 – шахтний конвертор метану; 8 – паровий котел; 9 – конвертор СО першого ступеню; 10 — конвертор СО другого ступеню; 11 – теплообмінник; 12 – регенератор  $\text{CO}_2$ ; 13 – абсорбер  $\text{CO}_2$ ; 14 – повітряний холодильник; 15 – метанатор; 16 – турбокомпресор з газовою турбіною; 17 – парова турбіна; 18 – аміачний холодильник; 19 – первинний сепаратор, 20 – вторинний сепаратор; 21 – холодний теплообмінник; 22 – водопідігрівач парових котлів; 23 – "гарячий" теплообмінник; 24 – повітряний холодильник; 25 – колона синтезу з полицями

### Список використаних джерел

1. Попок Е. В. Моделирование промышленного реактора низкотемпературного синтеза метанола. // Фундаментальные исследования. – Химические науки. – 2012. № 3. – С. 446–451. – *ISSN 1812 7339*
2. Принципы математического моделирования химико-технологических систем [Текст] / В. В. Кафаров, В.Л. Перов, В.П. Мешалкин и др. – М.: Химия, 1974. - 344 с. – 3000 экз.
3. Ключев А. С. «Проектирование систем автоматизации технологических процессов». Справочное пособие - М.: Машиностроение, 1980. - с. 214.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. – Москва «Химия», 1995. – 260с.
5. Жученко А.И., Кубрак Н.А., Голинко И.М. Динамика объектов с распределенными параметрами: Учебное пособие. – К.: ЕКСМО, 2005.- 121с.
6. Жученко А. И., Кваско М.З., Кубрак Н. А. Ідентифікація динамічних характеристик. Комп'ютерні методи. К.:ВІПОЛ, 2000. – 182с., іл.
7. Общая химическая технология. Под ред. И.П. Мухленова М., «Высшая школа», 1977
8. Производство аммиака. Под ред. В.П. Семенова М.: Химия, 1985 г.
9. Л.Д. Кузнецов, Л.М. Дмитренко, П.Д. Рабина, Ю.А. Соколинский. Синтез аммиака М.: Химия, 1982 г.
10. Бабіченко А.К., Тушинський В.І., Михайлов В.С. Промислові засоби автоматизації. Ч. 1. Вимірювальні пристрої / За заг. ред. Бабіченка А.К.: Навч. посібник. - Харків: НТУ "ХПГ", 2001 р. - 470 с.

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	80
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		

					ЛА5114.ДП.00.001ПЗ	81
Зм	Арк	№ докум.	Підпис	Дата		